

TUGAS AKHIR
PRARANCANGAN PABRIK *PTHALIC ANHYDRIDE*
DARI *ORTHOXYLENE* DAN UDARA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Disusun Oleh :

- | | |
|---------------------------------|------------------|
| 1. Azalia Kartika Suri | I 0513012 |
| 2. Shafira Yaumil Asiffa | I 0513048 |

PROGRAM STUDI SARJANA TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
SURAKARTA
2017

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR
PRARANCANGAN PABRIK *PHTHALIC ANHYDRIDE*
DARI *ORTHOXYLENE* DAN UDARA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Oleh :

Azalia Kartika Suri I 0513012

Shafira Yaumil Asiffa I 0513048

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. Sunu Herwi Pranolo, S.T.,M.Sc.
NIP. 19690316 199802 1 001

Dr. Eng. Agus Purwanto, S.T., M.T.
NIP. 19750411 199903 1 001

Dipertahankan di depan tim penguji :

1. Dr. Sperisa Distantina, S.T.,M.T.
NIP. 19740509 2000032 002

1.....

2. Inayati, S.T.,M.T.,Ph.D.
NIP. 19710829 1999032 001

2.....

Disahkan

Kepala Program Studi Sarjana Teknik Kimia

Dr. Margono, S.T., M.T.
NIP. 19681107 199702 1 001

LEMBAR KONSULTASI
TUGAS AKHIR

Nama :

1. Azalia Kartika Suri (I0513012)
2. Shafira Yaumil Asiffa (I0513048)

Tanggal mulai pembimbingan :

Pembimbing I : Dr. Sunu Herwi Pranolo, S.T., M.Sc.

Pembimbing II : Dr. Eng. Agus Purwanto, S.T., M.T.

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf		Ket
			Pemb. I	Pemb. II	

--	--	--	--	--	--

Jumlah konsultasi dengan kedua pembimbing minimal sebanyak 8 kali untuk dapat dinyatakan selesai.

Dinyatakan selesai

Tanggal :

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. Sunu Herwi Pranolo, S.T., M.Sc.
NIP. 19690316 199802 1 001

Dr. Eng. Agus Purwanto, S.T., M.T.
NIP. 19750411 199903 1 001

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kepada Allah SWT, hanya karena limpahan rahmat dan ridho-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Phthalic Anhydride dari Orthoxylene dan Udara Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua dan keluarga atas dukungan doa dan semangat yang senantiasa diberikan tanpa kenal lelah.
2. Dr. Margono, S.T., M.T. selaku Kepala Program Studi Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknik UNS.
3. Dr. Sunu Herwi Pranolo, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing I dan Dr. Eng. Agus Purwanto, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing II atas bimbingan dalam penyelesaian tugas akhir ini.
4. Wusana Agung W, S.T., M.T., Ir. Arif Jumari, M.Sc., Ir. Paryanto, M.S., Dr. Sperisa Distantina, S.T., M.T., Inayati S.T., M.T., Ph.D., dan Mujtahid Kaavessina, S.T., M.T., Ph.D. atas bantuannya dalam penulisan tugas akhir serta Mas Agus dan Mbak Rosita selaku laboran dan administrasi Program Studi Sarjana Teknik Kimia atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama ini.
5. Teman-teman mahasiswa, Fauzia, Amel, Sarah, Ika, Ega, Icha, Inas, Iqbal, Rere, Venisa, Faris, Hendrik, Bilqis, Bachtiar, Hendrix, Ilham, Sutri, Anggita, Odi, Santi, Yusuf dari Teknik Kimia UNS angkatan 2013 serta Mas Fitra, Mas Hafidh, Mbak Resqi, Mas Chamid, Mas Novesa, Mas Danan, Mas Pinan dari Teknik Kimia UNS angkatan 2012.

Penulis menyadari kemungkinan laporan tugas akhir ini belum sempurna. Sehingga diharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surakarta, September 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR KONSULTASI	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR.....	x
INTISARI	xi
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
I.2 Kapasitas Perancangan	1
I.3 Tinjauan Pustaka.....	4
BAB II DESKRIPSI PROSES	9
II.1 Spesifikasi Bahan Baku	9
II.2 Spesifikasi Katalis	9
II.3 Spesifikasi Produk	9
II.4 Konsep Dasar Proses	10
II.5 Diagram Alir Proses dan Tahapan Proses	16
II.6 Neraca Massa dan Neraca Panas	22
II.7 Tata Letak Pabrik dan Peralatan	25
BAB III SPESIFIKASI PERALATAN PROSES	29
III.1 Spesifikasi Alat Utama	29
III.2 Spesifikasi Alat Pendukung.....	35
BAB IV UNIT UTILITAS DAN LABORATORIUM	43

IV.1 Unit Pendukung Proses	43
IV.2 Laboratorium	51
IV.3 Unit Pengolahan Limbah	53
IV.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja	53
BAB V MANAJEMEN	54
V.1 Bentuk Perusahaan	54
V.2 Struktur Organisasi	54
V.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan	56
V.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	57
V.5 Kesejahteraan Sosial Karyawan	57
V.6 Manajemen Perusahaan	58
BAB VI ANALISIS EKONOMI	59
DAFTAR PUSTAKA	61

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1	Data Impor Phthalic Anhydride	2
Tabel I. 2	Beberapa Jenis Proses Oksidasi O-xylene Fase Gas.....	5
Tabel I. 3	Sifat Fisis Oksigen dan Nitrogen	6
Tabel II. 1	Neraca Massa di sekitar <i>Vaporizer</i>	22
Tabel II. 2	Neraca Massa di sekitar Tee-01	22
Tabel II. 3	Neraca Massa di sekitar Reaktor	22
Tabel II. 4	Neraca Massa di sekitar Switch Condenser.....	23
Tabel II. 5	Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi.....	23
Tabel II. 6	Neraca Massa Total	23
Tabel II. 7	Neraca Panas Vaporizer.....	23
Tabel II. 8	Neraca Panas Furnace	23
Tabel II. 9	Neraca Panas Reaktor	24
Tabel II. 10	Neraca Panas Switch Condenser.....	24
Tabel II. 11	Neraca Panas Menara Distilasi	24
Tabel II. 12	Neraca Panas Prilling Tower 1	24
Tabel II. 13	Neraca Panas Prilling Tower 2	24
Tabel III. 1	Spesifikasi Vaporizer.....	29
Tabel III. 2	Spesifikasi Furnace.....	30
Tabel III. 3	Spesifikasi Separator	30
Tabel III. 4	Spesifikasi Reaktor	31
Tabel III. 5	Spesifikasi Menara Distilasi	32
Tabel III. 6	Spesifikasi Switch Condenser	33
Tabel III. 7	Spesifikasi Prilling Tower	34
Tabel III. 8	Spesifikasi Tangki	35
Tabel III. 9	Spesifikasi Silo	35
Tabel III. 10	Spesifikasi Heat Exchanger.....	36
Tabel III. 11	Spesifikasi Kondensor dan Reboiler	39
Tabel III. 12	Spesifikasi Akumulator	40
Tabel III. 13	Spesifikasi Kompresor.....	40
Tabel III. 14	Spesifikasi Blower.....	41

Tabel III. 15 Spesifikasi Pompa	41
Tabel III. 16 Spesifikasi Screw Conveyor.....	42
Tabel III. 17 Spesifikasi Bucket Elevator.....	42
Tabel IV. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	44
Tabel IV. 2 Kebutuhan Air Konsumsi Umum dan Sanitasi	45
Tabel IV. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler	45
Tabel IV. 4 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses dan Utilitas	48
Tabel IV. 5 Jumlah Lumen Berdasarkan Luas Bangunan	49
Tabel IV. 6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik.....	50
Tabel V. 1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift.....	57
Tabel V. 2 Perincian Penggolongan Jabatan	57
Tabel VI. 1 Analisis Kelayakan.....	60

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1	Lokasi pendirian pabrik Phthalic Anhydride.....	3
Gambar II.1	Diagram Alir Kualitatif.....	19
Gambar II.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	20
Gambar II.3	Diagram Alir Proses.....	21
Gambar II.4	Layout Pabrik.....	27
Gambar II.5	Lay Out Peralatan Proses	28
Gambar IV. 1	Skema Pengolahan Air Laut.....	44
Gambar IV. 2	Skema Pengolahan Air Umpan <i>Boiler</i>	46
Gambar V. 1	Struktur Organisasi	55
Gambar VI. 1	Grafik Analisis Kelayakan	60

INTISARI

Azalia Kartika Suri dan Shafira Yaumil Asiffa, 2017, Prarancangan Pabrik *Phthalic Anhydride* dari *Orthoxylene* dan Udara Kapasitas 50.000 ton/tahun, Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret, Surakarta

Pabrik *phthalic anhydride* 99,8% dirancang dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Satu kg produk *phthalic anhydride* dan 0,24 kg *maleic anhydride*, dibutuhkan 1,06 kg *orthoxylen*e 99,8% dan 4,37 Nm³ oksigen sebagai bahan baku utama diperoleh dari udara.

Orthoxylene direaksikan dengan oksigen membentuk *phthalic anhydride*. Reaksi berlangsung di dalam reaktor *fixed bed multitube* pada temperatur 370°C dan tekanan 2 bar dibantu dengan katalis *vanadium pentoxide* (V₂O₅). Reaksi terjadi pada fase gas dan merupakan reaksi non isothermal non adiabatik. Produk *phthalic anhydride* dimurnikan sampai 99,8% di *switch condenser* dan menara distilasi.

Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Cilegon, dengan luas tanah 0,7 ha dan 21 *manhour*/ton produk. Kebutuhan pendukung pabrik meliputi kebutuhan listrik sebanyak 153,20 kWh/ton produk, bahan bakar batubara sebanyak 243,02 kg/ton produk, kebutuhan air untuk utilitas 189,21 m³/ton produk, *saturated steam* 2.463 kg/ton produk (P=77 bar, T=293°C), dan udara instrumen 14,55 Nm³/ton product.

Harga bahan baku *orthoxylen*e \$1.000/ton dan harga produk *phthalic anhydride* serta *maleic anhydride* masing-masing \$1.500/ton. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang dilakukan, diperoleh *Payback Period* (PP) 1,25 tahun (sebelum pajak) dan 1,68 tahun (setelah pajak); *Benefit Cost Ratio* (BC) 2,6; *Net Present Value* (NPV) \$17.291.727; *Break Even Point* (BEP) 41,63%; *Internal Rate of Return* (IRR) 17,5%. Berdasarkan nilai-nilai di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik *phthalic anhydride* kapasitas 50.000 ton per tahun layak untuk pengkajian lebih lanjut.

ABSTRACT

Phthalic anhydride 99% plant is designed to fulfill 50.000 ton/year of capacity and to be operated continuously 330 days/year. In order to produce the 1 kg phthalic anhydride product, 1,06 kg of orthoxylene 99,8% (w/w) and 4,37 Nm³ of oxygen (w/w) are required as main raw materials.

Orthoxylene is reacted with oxygen to form phthalic anhydride. The reaction is running in a fixed bed multitube reactor at temperature of 370°C, pressure of 2 bar and using vanadium pentoxide (V₂O₅) as catalyst. The reaction occurs in gas phase and non isothermal non adiabatic reaction. Another distillation column is needed to further purify the phthalic anhydride product up to 99% (w/w) of concentration.

To be constructed in Cilegon, this plant requires 0,7 ha area and 21 manhour/ton product. The consumed energy includes electricity of 153,20 kWh/ton product, 243,02 kg/ton product of coal. Moreover, the utility requires 189,21 m³/ton product of water, 2.463 kg/ton product of saturated steam and 14,55 Nm³/ton product of air instrument.

The price of orthoxylene is \$ 1000/ton and phthalic anhydride is \$ 1.500/ton. Based on the economical feasibility study, 1,25 year (before taxes) and 1,68 year (after taxes) of PP; 0,2 of BC; 41,63% of BEP; \$17.291.727 of NPV; and 17,5% of IRR. From those points, it can be concluded that preliminary design of this phthalic anhydride 50.000 ton/year of capacity plant is appealing for further studies.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pertumbuhan industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan seiring dengan meningkatnya kebutuhan hidup manusia. Industri kimia merupakan salah satu sektor penting, sehingga bahan baku dan bahan penunjang untuk industri kimia banyak dibutuhkan.

Salah satu bahan yang banyak digunakan dalam industri kimia yaitu *phthalic anhydride*, senyawa organik hasil dari proses oksidasi *orthoxylen*e. *Phthalic anhydride* merupakan bahan *intermediate* yang bereaksi langsung dengan alkohol, glikol dan gliserin untuk pembentukan ester. Kegunaan *phthalic anhydride* dalam sektor industri yaitu sebagai bahan baku pada industri pembuatan *plasticizer*, alkydresin (coating cat), *unsaturated polyesterresin*..

Indonesia memiliki satu pabrik produsen *phthalic anhydride*, yaitu PT.Petrowidada Gresik dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun (www.eterindo.com). Kapasitas pabrik tersebut belum dapat memenuhi permintaan *phthalic anhydride* dalam negeri. Hal ini ditunjukkan dengan besarnya jumlah impor *phthalic anhydride* pada tahun 2015 yaitu sebesar 37.777 ton.

Berdasarkan pertimbangan hal-hal diatas, pendirian pabrik *phthalic anhydride* sangat diperlukan untuk pengurangan impor. Selain itu, pendirian pabrik *phthalic anhydride* juga akan memacu tumbuhnya pabrik baru yang menggunakan *phthalic anhydride* sebagai bahan bakunya.

I.2 Kapasitas Perancangan

I.2.1 Prediksi Impor *Phthalic Anhydride* di Indonesia

Pemenuhan kebutuhan *phthalic anhydride* di Indonesia diimpor oleh negara lain. Data impor *phthalic anhydride* dalam negeri ditunjukkan pada Tabel 1.1.

Tabel I. 1 Data Impor *Phthalic Anhydride*

Tahun	Data Impor (ton/tahun)	Laju pertumbuhan impor per tahun (ton/tahun)
2010	20.286	-
2011	29.577	9.291
2012	34.173	4.596
2013	43.069	8.896
2014	43.910	841
2015	37.777	6.132
Total		17.491

(Badan Pusat Statistik, 2016)

Berdasarkan data pada tabel I.1, maka kapasitas produksi rancangan dapat dihitung dengan cara sebagai berikut.

$$\frac{dy}{dx} = \frac{a}{b}$$

Kemudian untuk perkiraan jumlah impor pada tahun 2019 maka digunakan rumus diferensial sebagai berikut.

$$\frac{dy}{dx} = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}$$

$$\frac{dy}{dx} = \frac{y_2 - y_1}{\Delta x}$$

dengan, dy/dx = rata-rata laju pertumbuhan impor

a = total laju pertumbuhan impor per tahun

b = selisih tahun referensi

y_1 = jumlah impor tahun 2015

y_2 = perkiraan jumlah impor pada tahun 2019

Δx = selisih tahun

Dari hasil perhitungan, diperoleh perkiraan kebutuhan *phthalic anhydride* pada tahun 2019 yaitu 51.769 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan untuk pengurangan impor *phthalic anhydride* maka diambil kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun. Pabrik *phthalic anhydride* akan dibangun pada tahun 2018 dan diperkirakan pada tahun 2019 sudah mulai beroperasi dengan kapasitas 80% dari kapasitas total pabrik.

I.2.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik secara teknis maupun ekonomis di masa yang akan datang. Pabrik *phthalic anhydride* direncanakan akan dibangun di Cilegon, Banten.



Gambar I. 1 Lokasi pendirian pabrik *phthalic anhydride*

Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik ini, antara lain :

1. Pemasaran Produk

Target pemasaran produk di dalam negeri yaitu ke daerah Jawa Barat dan Jawa Timur, antara lain PT Eternal Buana Chemical (alkyd resin), PT Justus Sakti Raya Corp (unsaturated polyester resin, plastisizer), PT Monokem Surya (cat) dan PT Pardic Jaya Chemicals (alkyd resin).

2. Sarana dan Transportasi

Pelabuhan laut Merak yang berjarak kurang lebih 6 km dari pabrik dan jalan raya sehingga proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk tidak mengalami kesulitan.

3. Tenaga Kerja

Tingkat pengangguran di Banten mencapai 9,55% (2015) dapat menjadi suatu lapangan kerja baru yang akan mengurangi tingkat pengangguran.

4. Utilitas

Kebutuhan air untuk konsumsi dan sanitasi diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri dan kebutuhan untuk air pendingin diperoleh dari air laut. Kebutuhan listrik pabrik dipenuhi oleh *steam turbine* generator. Kebutuhan batubara untuk bahan bakar *furnace* diperoleh dari PT. Adaro Indonesia Tbk.

I.3 Tinjauan Pustaka

I.3.1 Berbagai Jenis Proses Pembuatan *Phthalic Anhydride*

Proses pembuatan *phthalic anhydride* dilakukan dengan mereaksikan oksigen dan *o-xylene* dalam fase gas pada *fixed bed multitube* reaktor dengan katalis *Vanadium Oxide* (V_2O_5) dengan penyangga berupa *Titanium Oxide* (TiO_2). Penggunaan TiO_2 sebagai penyangga menyebabkan dispersi V_2O_5 yang baik sehingga aktivitas katalis pun menjadi tinggi. Temperatur operasi reaktor antara 296 s/d 400°C. Reaksi yang terjadi sangat eksotermis sehingga produk keluar reaktor harus didinginkan di kondenser.

Beberapa jenis proses oksidasi *o-xylene* pada fase gas antara lain :

1. The BASF Process

Proses ini menggunakan reaktor dengan dua *layer bed* katalis yang perlu diaktivasi oleh *Sulfur Dioxide* (SO_2).

2. The Nippon Shokubai VGR (*Vent Gas Recycling*) Process

Proses *Vent Gas Recycling* akan me-recycle kembali *exhaust gas* keluar reaktor ke *inlet* untuk penurunan konsentrasi oksigen dibawah 10% vol (diluar batas *flammability limit*-nya).

3. The Alusuisse-Ftalital LAR Process

Katalis yang digunakan dalam proses ini berbentuk cincin atau setengah cincin. Penggunaan katalis jenis ini akan memuat lebih banyak katalis dalam reaktor. Sehingga untuk kapasitas yang sama biasanya ukuran reaktor proses LAR akan relatif lebih kecil.

4. Atofina Process

Proses jenis ini telah dioperasikan pada pabrik PT PetroWidada Gresik Indonesia dengan kapasitas 70.000 ton/tahun.

5. Von Heyden Process

Proses ini dikembangkan secara komersial oleh Lurgi öl Gas Chemie GmbH di Frankfurt dengan kapasitas produksi 20.000 – 75.000 ton/tahun. Sedangkan kapasitas maksimal untuk proses ini adalah 140.000 ton/tahun (Ullman,2011). Perbandingan kondisi operasi pada jenis-jenis proses oksidasi *o-xylene* pada fase gas diatas dapat dilihat pada Tabel I.2.

Tabel I. 2 Beberapa Jenis Proses Oksidasi O-xylene Fase Gas

No.	Jenis Proses	Temperatur Operasi, °C	Konsentrasi o-xylene masuk (g/m ³)	Yield	Energi	Kapasitas, (ton/tahun)
1	BASF	340-400	80-120	1,113-1,131	Rendah	-
2	Wacker	370-410	90-100	1.02-1,06	Tinggi	-
3	VGR	360-400	85	1,16	Tinggi	40.000
4	LAR	-	135	-	Rendah	-
5	Atofina	300-400	-	-	Rendah	80.000
6	Von Heyden	370-400	40-130	1,10-1,12	Rendah	140.000

Dari Tabel I.2 dapat diambil kesimpulan pula bahwa proses oksidasi *oxylene* pada fase gas yang dipilih adalah proses ke-6 yaitu von Heyden *Process*. Alasan pemilihan proses ini adalah

1. *Range* konsentrasi *o-xylene* pada proses 6 adalah yang terbesar diantara yang lain.
2. *Yield* dari proses 6 cukup tinggi dan energi yang diperlukan oleh pabrik cukup rendah.

I.3.2 Kegunaan Produk

Sebagian besar *phthalic anhydride* digunakan sebagai bahan baku pada industri-industri (Kirk and Othmer, 1998):

1. Industri *phthalate plasticizer*

Bahan ini dipakai untuk pengubah sifat-sifat fisika resin polivinil klorida.

2. Industri alkyd resin

Resin ini merupakan lapisan pelindung pada permukaan dinding (cat), isolator listrik dan komponen elektronik.

3. *Unsaturated polyester* resin (UPR)

Unsaturated polyester resin merupakan bahan pembuatan fiber glass yang selanjutnya dipakai untuk membuat badan kendaraan, tubuh kapal, tanki, panel-panel gedung, dan lain sebagainya.

4. Industri lainnya

Phthalic anhydride juga digunakan untuk pembuatan *halogenated anhydride* sebagai bahan poliester polialkohol untuk *urethane*, pewarna, parfum, obat-obatan dan bahan penolak serangga.

I.3.3 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku

1. *Orthoxylene* (OX) (Kirk and Othmer, 1998)

1. Sifat Fisis

- a. Rumus molekul : C_8H_{10}
- b. Wujud : cair
- c. Kemurnian (%berat maks.) : 99,8
- d. Titik didih ($^{\circ}C$) : 129
- e. Titik leleh ($^{\circ}C$) : -25
- f. Temperatur kritis : 235,2
- g. *Specific gravity* : 0,7894

2. Sifat Kimia

- a. Reaksi *orthoxylene* dengan *formaldehyde* dan asam hidroklorik dengan katalis asam asetat menghasilkan *1 chloromethyl-orthoxylene*.
- b. Hidrogenasi *orthoxylene* menghasilkan *tetrahydroorthoxylene*.

2. Udara

1. Sifat Fisis (Perry, 1997)

Tabel I. 3 Sifat Fisis Oksigen dan Nitrogen

Sifat fisis	Oksigen	Nitrogen
Rumus molekul	O_2	N_2
Wujud	gas	gas
Berat molekul, g/gmol	32	28
Titik beku, K	55,4	63,3
Titik didih, K, 1 atm	90,2	77,4
Temperatur kritis, K	154,6	126,2
Tekanan kritis, atm	49,8	33,5
Volume kritis, $cm^3/gmol$	73,4	89,5
Densitas (303 K), g/l	1,237	1,149

2. Sifat kimia (Perry, 1997)

- a. O_2 bereaksi dengan semua elemen kecuali He, Ne, dan Ar.
- b. Jika direaksikan dengan bahan bakar minyak, gas alam atau batu-bara akan dihasilkan panas, CO_2 , H_2O , serta residu dari udara.
- c. Pada temperatur yang lebih rendah dengan adanya katalis, O_2 bereaksi dengan senyawa organik membentuk hidrokarbon beroksigen.

I.3.4 Sifat Fisis dan Kimia Produk

1. *Phthalic Anhydride* (PAN)

1. Sifat fisis (Kirk and Othmer,1998)

a. Rumus molekul	: $C_8H_4O_3$
b. Berat molekul (kg/kmol)	: 148,12
c. Titik didih ($^{\circ}C$)	: 284
d. Titik leleh ($^{\circ}C$)	: 131
e. Temperatur kritis ($^{\circ}C$)	: 517,85
f. Tekanan kritis (kPa)	: 4.720
g. Densitas (gr/cm^3)	: 1,527
h. <i>Specific gravity</i>	: 1,527
i. Panas penguapan (kJ/mol)	: 53.819,96
j. Panas peleburan (kJ/mol)	: 23.430
k. Panas sublimasi (kJ/mol)	: 88,7
l. <i>Flash point</i> ($^{\circ}C$)	: 152
<i>Lower</i> (% volume)	: 1,2
<i>Upper</i> (% volume)	: 9,2

2. Sifat kimia (Kirk and Othmer,1998)

- Anthraquinon* dapat diperoleh dari reaksi antara *phthalic anhydride* dan *benzene*.
- Reaksi antara *phthalic anhydride* dengan urea dan metal diasetat akan membentuk *metal phthalocyanines*.

2. *Maleic Anhydride* (MAN)

1. Sifat fisis (Kirk and Othmer,1998)

a. Rumus molekul	: $C_4H_2O_3$
b. Berat molekul (kg/kmol)	: 98
c. Titik didih ($^{\circ}C$)	: 208
d. Titik leleh ($^{\circ}C$)	: 130
e. Temperatur kritis ($^{\circ}C$)	: 448
f. Tekanan kritis (kPa)	: 4.280
g. Densitas (gr/cm^3)	: 1,48

- h. *Specific gravity* : 1,48
- i. Panas penguapan (kJ/mol) : 54,8
- j. Panas pembentuka (kJ/mol) : -470,41
- k. Panas pembakaran (kJ/mol) : -1,39

2. Sifat kimia (Kirk and Othmer, 1998)

- a. *Maleic anhydride* bereaksi dengan amoniak primer atau sekunder membentuk mono atau di *amides*.
- b. *Mono* dan *dialkyl maleat* dan *fumarat* dibuat dengan pemanasan alcohol dengan *maleic anhydride*.

I.3.5 Tinjauan Proses secara Umum

Phthalic anhydride dibuat dengan proses oksidasi *orthoxylyene*. *Orthoxylyene* bereaksi pada fase gas, sehingga perlu dipanaskan terlebih dahulu. *Orthoxylyene* dan udara yang telah dipanaskan diumpankan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* dalam fase gas. Katalis yang digunakan adalah V_2O_5 . Temperatur operasi reaktor adalah 370°C , tekanan 1-3 bar, konversi 99,7%, dan selektivitas produk yang diinginkan adalah 70%. Komposisi umpan *orthoxylyene* sebesar 1,2% mol campuran umpan (*orthoxylyene* dan udara). Reaksi berlangsung eksotermis sehingga perlu pendingin agar kondisi operasi tetap terjaga (Papagerogiou, 1996).

Gas keluar reaktor masuk ke *switch condenser* untuk pemisahan produk yang diinginkan dari impuritas. Produk *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride* dipisahkan di Menara Distilasi. Hasil atas menara berupa produk samping *maleic anhydride*, dan dari hasil bawah berupa produk *phthalic anhydride* dengan kemurnian 99,8%. *Maleic anhydride* dan *phthalic anhydride* dialirkan menuju *Prilling Tower* (PT-01/02) untuk proses pembutiran dengan udara yang dialirkan dari *blower*, kemudian kedua produk ini disimpan di dalam silo.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

II.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. *Orthoxylene* (Kirk and Othmer, 1988)
 - a. Wujud : cair
 - b. Kemurnian (%berat maks.) : 99,8
 - c. Titik didih (°C) : 129
 - d. Titik leleh (°C) : -25
 - e. Temperatur kritis : 235,2
 - f. *Specific gravity* : 0,7894
2. Udara (Perry, 1997)
 - a. Wujud (P dan T lingkungan) : gas
 - b. Warna, bau : tak berwarna, tak berbau
 - c. Komposisi
 - N₂ (%mol) : 79
 - O₂ (%mol) : 21

II.2 Spesifikasi Katalis

Katalis *Vanadium Pentoxida* (V₂O₅) (Hill, 1977)

- a. Wujud : padat *spherical*
- b. Umur katalis (tahun) : 3
- c. Diameter katalis (cm) : 0,318
- d. Porositas tumpukan, ϵ : 0,4
- e. *Bulk density* (g/cm³) : 0,84

II.3 Spesifikasi Produk

1. *Phthalic Anhydride* (Kirk and Othmer, 1988)
 - a. Fase : cair
 - b. Warna : tidak berwarna
 - c. Kemurnian (% berat) : 99,8%
 - d. Impuritas
 - Maleic Anhydride* (% berat) : 0,2%

- e. Titik didih (°C) : 284
- f. Titik leleh (°C) : 131
- g. *Specific gravity* : 1,527

2. *Maleic Anhydride* (Kirk and Othmer, 1988)

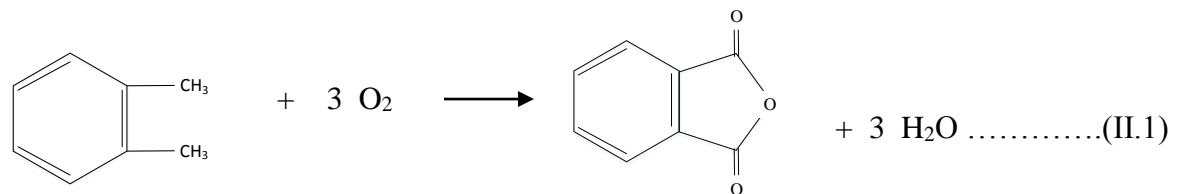
- a. Fase : cair
- b. Warna : tak berwarna (jernih)
- c. Kemurnian, (% berat) : 96%
- d. Impuritas

Phthalic Anhydride (% berat) : 4%

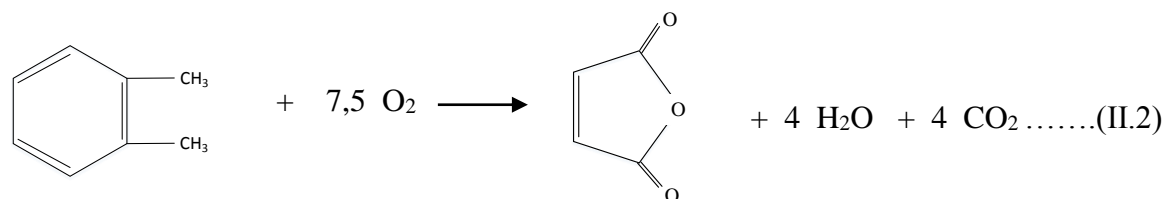
II.4 Konsep Dasar Proses

II.4.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *phthalic anhydride* dari *orthoxylyene* dan oksigen berdasarkan pada reaksi oksidasi katalitik fase gas berlangsung di dalam reaktor *fixed bed multitube*. Reaksi pembuatan *phthalic anhydride* adalah (Turton, 1988) :



orthoxylyene oksigen *phthalic anhydride* air



orthoxylyene oksigen *maleic anhydride* air karbondioksda

II.4.2 Pemakaian Katalis

Dalam reaksi heterogen gas – padat meskipun katalis tidak berubah pada akhir reaksi, tetapi katalis tetap ikut aktif di dalam reaksi. Katalis memperbesar kecepatan reaksi karena terjadi mekanisme alternatif yaitu energi aktivasi tiap langkah reaksi akan lebih rendah dibandingkan tanpa katalis. Konversi kesetimbangan tidak dipengaruhi katalis, tetapi selektivitas dapat ditingkatkan dengan adanya katalis. Umumnya penurunan tekanan akan semakin besar bila diameter katalis semakin kecil.

Pada reaksi pembentukan *phthalic anhydride*, katalis yang digunakan adalah V_2O_5 , katalis padat berpori dengan diameter 0,318 cm. Katalis ditempatkan di dalam reaktor *fixed bed* di bagian sisi dalam *tube*-nya. Umur katalis V_2O_5 adalah 3 tahun (Hill, 1977).

II.4.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada prarancangan pabrik *phthalic anhydride* ini yaitu:

1. Temperatur

Temperatur reaksi ditentukan sebesar 370°C , hal ini didasarkan pada temperature tersebut fase reaktan berupa gas dan didapatkan konversi maksimal. Jika melebihi temperatur tersebut maka konversi menurun karena mulai terjadi reaksi *cracking* yaitu H_2O banyak terbentuk sehingga dapat mengurangi produk utama. Jika temperatur di bawah temperatur batasan operasi akan mengurangi laju kecepatan reaksinya karena pada kisaran temperatur tersebut katalis V_2O_5 bekerja dengan baik (Hill, 1977).

2. Tekanan

Tekanan operasi di reaktor ditentukan sebesar 2 bar, dengan pertimbangan bahwa pada tekanan tersebut fase reaktan berupa gas. Jika melebihi tekanan tersebut maka dikhawatirkan fase reaktan berubah menjadi cair, sehingga reaksi tidak dapat berjalan dengan baik. Jika tekanan di bawah tekanan operasi, fase reaktan masih berupa gas tetapi kecepatan reaksi menjadi lebih lambat, sehingga jumlah katalis yang diperlukan lebih banyak dan ukuran reaktor lebih besar.

II.4.4 Perbandingan Mol Reaktan

Komposisi umpan *orthoxylen*e adalah sebesar 1,2% mol campuran umpan (*orthoxylen*e dan udara). Jika perbandingan umpan lebih besar, maka impuritas produk keluar reaktor juga semakin banyak, sehingga pemurnian produk menjadi lebih sulit. Sebaliknya jika perbandingan umpan lebih kecil, maka konversi yang dihasilkan kurang maksimal (Turton, 1998).

II.4.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi utama yaitu reaksi (II.1) pada halaman (10), dari segi kinetika, kecepatan reaksi oksidasi *orthoxylyene* akan bertambah cepat dengan naiknya temperature berdasarkan persamaan kecepatan reaksi (II.3).

$$r_1 = k_1 P_{oxy}^o P_{o-x} \dots \dots \dots (II.3)$$

dengan :

r_1 = kecepatan reaksi (kmol / jam.kg katalis)

P_{oxy} = tekanan parsial oksigen

P_{o-x} = tekanan parsial *orthoxylyene* (bar)

k_1 = $\exp \left(- \frac{27.000}{RT} + 19,837 \right)$

T = temperatur operasi (K)

Sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi persamaan (II.4) berikut.

$$r_1 = \exp \left(- \frac{27.000}{RT} + 19,837 \right) P_{oxy}^o P_{o-x} \dots \dots \dots (II.4)$$

Reaksi samping yaitu reaksi (II.2) pada halaman (10), persamaan kecepatan reaksi berdasarkan persamaan (II.5) berikut.

$$r_2 = k_2 P_{oxy}^o P_{o-x} \dots \dots \dots (II.5)$$

dengan :

r_2 = kecepatan reaksi (kmol / jam.kg katalis)

P_{oxy} = tekanan parsial oksigen

P_{o-x} = tekanan parsial *orthoxylyene* (bar)

k_2 = $\exp \left(- \frac{27.000}{RT} + 19,23 \right)$

T = temperatur operasi (K)

Persamaan kecepatan reaksi menjadi persamaan (II.6) berikut.

$$r_2 = \exp \left(- \frac{27.000}{RT} + 19,23 \right) P_{oxy}^o P_{o-x} \dots \dots \dots (II.6)$$

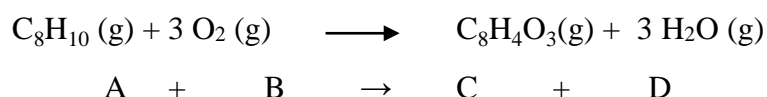
(Turton, 1998)

II.4.6 Mekanisme Reaksi

Reaksi oksidasi *ortho*xylene dengan katalis V_2O_5 merupakan reaksi heterogen dalam fase gas (reaktan) dan fase padat (katalis). Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

1. a. Difusi gas reaktan (*ortho*xylene) dari fase gas ke permukaan luar katalis.
b. Difusi reaktan dari permukaan luar ke permukaan dalam pori-pori katalis (difusi molekuler).
2. Reaksi pada permukaan katalis.
3. a. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan dalam ke permukaan luar katalis.
b. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan luar katalis (*interface*) ke fase gas.

Adsorpsi reaktan dan desorpsi produk berlangsung sangat cepat, sehingga dapat diabaikan. Oleh karena itu, untuk menurunkan persamaan reaksi yang dipertimbangkan adalah tahap reaksi permukaan. Reaksi utama (II.1) pada halaman (10) yaitu sebagai berikut:



Pengendali pada reaksi permukaan sehingga diperoleh :



$$r_s = k_s \cdot P_A \cdot P_B \cdot \theta_v \dots \dots \dots (II.7)$$

dengan :

S = permukaan aktif katalis

θ_v = konsentrasi pada permukaan kosong katalis

P_A = tekanan parsial *ortho*xylene

P_B = tekanan parsial oksigen

k_s = konstanta kecepatan reaksi

r_s = kecepatan reaksi pada permukaan

Neraca permukaan katalis :

$$\theta_v = 1 \dots \dots \dots (II.8)$$

Sehingga, persamaan menjadi :

$$r_s = k_s \cdot P_A \cdot P_B \dots \dots \dots (II.9)$$

Bentuk persamaan kecepatan reaksi sesuai dengan persamaan kecepatan reaksi (II.4) pada halaman (12) yaitu :

$$r = k P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}}$$

$$r = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,837 \right) P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \quad (\text{kmol} / \text{jam.kg katalis})$$

dengan:

P_{oxy}° = tekanan parsial oksigen

$P_{\text{o-x}}$ = tekanan parsial *ortho*xylene (bar)

T = temperatur operasi (K)

Analog untuk reaksi (II.2) dengan penurunan reaksi seperti di atas, sehingga menjadi :

$$r_s = k_s \cdot P_A \cdot P_B \dots \dots \dots (II.10)$$

Maka bentuk persamaan kecepatan reaksi sesuai dengan persamaan kecepatan reaksi (II.6) pada halaman (12) yaitu :

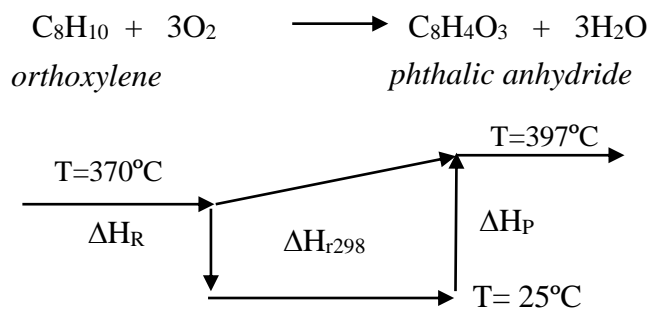
$$r = k P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}}$$

$$r = \exp \left(-\frac{27.900}{RT} + 19,23 \right) P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \quad (\text{kmol} / \text{jam.kg katalis})$$

II.4.7 Tinjauan Termodinamika

1. Panas Reaksi (ΔH_r)

Panas reaksi (ΔH_r) digunakan untuk penentuan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi (ΔH_r) antara *ortho*xylene dan oksigen :



dengan :

ΔH_r : Enthalpi reaktan, kJ/kmol

ΔH_p : Enthalpi produk, kJ/kmol

ΔH_{r298} : Enthalpi pembentukan pada T = 25°C, kJ/kmol

$T_{\text{operasi}} = 370 - 397^{\circ}\text{C}$

Temperatur produk keluar reaktor = $397^{\circ}\text{C} = 663^{\circ}\text{K}$

Data harga ΔH_f masing-masing komponen pada 298 K adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_f \text{ OX} = 18,9343 \text{ kJ/mol} = 18.934,3 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ O}_2 = 0 \text{ kJ/mol} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ PAN} = -393,2109 \text{ kJ/mol} = -393.210,9 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ MAN} = -398,4039 \text{ kJ/mol} = -398.403,9 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -241,8000 \text{ kJ/mol} = -241.800 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -393,5 \text{ kJ/mol} = -393.500 \text{ kJ/kmol}$$

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 1} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H \text{ PAN} + 3 \cdot \Delta H \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H \text{ OX} - 3 \cdot \Delta H \text{ O}_2) \\ &= -1.137.545,225 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 2} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H \text{ MAN} + 4 \cdot \Delta H \text{ H}_2\text{O} + 4 \cdot \Delta H \text{ CO}_2) - (\Delta H \text{ OX} - 7,5 \cdot \Delta H \text{ O}_2) \\ &= -2.958.538,137 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ total} &= \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 1} + \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 2} \\ &= -4.096.083,361 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

ΔH_{r298}° bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis yang menghasilkan panas.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Data harga ΔG_f° masing-masing komponen pada 298 K adalah sebagai berikut:

$$\Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_{10} = 122,1 \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_f^{\circ} \text{ O}_2 = 0 \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 = -329 \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_f^{\circ} \text{ H}_2\text{O} = 0 \text{ (kJ/mol)}$$

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta G_{f298.15K}^{\circ} &= \Delta G_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta G_f^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= \Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 - \Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_{10} \\ &= (-329 - 122,1) \text{ kJ/mol} \\ &= -451,1 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Didapat $\Delta G^{\circ} < 0$, sehingga reaksi dapat berlangsung.

3. Konstanta Keseimbangan Reaksi (K)

Dari Smith Van Ness (1997), persamaan (15.14)

$$\begin{aligned} \ln K_{298,15} &= -\frac{\Delta G^0}{RT} \\ &= -\frac{-451,1 \text{ kJ/mol}}{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/mol.K} \times 298,15 \text{ K}} \\ &= 181,94 \end{aligned}$$

$$K_{298,15} = e^{181,94}$$

$$K_{298,15} = 1,03 \cdot 10^{79}$$

dengan :

ΔH_f° = panas reaksi standar pada $T=25^\circ\text{C}$, kJ/kmol

ΔG_f° = energy Gibbs pada temperatur 298,15 K

K_0 = konstanta kesetimbangan pada temperatur 298,15 K

K = konstanta kesetimbangan pada temperatur T (K)

R = konstanta gas, kJ/mol.K

Menghitung konstanta kesetimbangan pada temperatur reaksi :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K_0} &= \frac{-\Delta H_f^\circ}{R} \times \frac{T-T_0}{T \times T_0} \\ \ln K - \ln K_0 &= \frac{-(-451,1)}{0,008314} \times \frac{623,15-298,15}{623,15 \times 298,15} \\ \ln K - \ln K_0 &= 94,91 \\ K - K_0 &= e^{94,91} \\ K - 1,03 \cdot 10^{79} &= 1,65 \cdot 10^{41} \\ K &= 1,03 \cdot 10^{79} \end{aligned}$$

$K \gg \gg \gg$

Karena harga konstanta kesetimbangan sangat besar maka reaksi berlangsung searah (*irreversible*).

II.5 Diagram Alir Proses dan Tahapan Proses

II.5.1 Diagram Alir Proses

Diagram Alir Kualitatif dapat dilihat pada Gambar II.1

Diagram Alir Kuantitatif dapat dilihat pada Gambar II.2

Diagram Alir Proses dapat dilihat pada Gambar II.3

II.5.2 Tahapan Proses

Pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *orthoxylyene* secara garis besar dapat dikelompokkan dalam tiga tahapan proses, yaitu :

1. Proses persiapan bahan baku

Bahan baku *orthoxylyene* ($P=30^{\circ}\text{C}$, $T=1$ bar) disimpan pada tangki bahan baku. Selanjutnya *orthoxylyene* dinaikkan tekanannya sampai 2 bar dan diumpankan ke vaporizer. Udara bertekanan 1 bar digunakan untuk proses oksidasi dialirkan dengan kompresor agar tekanannya menjadi 2 bar, kemudian dinaikkan temperaturnya sampai 370°C bersama dengan *orthoxylyene* menggunakan *furnace* (F-01). Selanjutnya *ortho xylyene* dan udara diumpankan menuju reaktor (R-01).

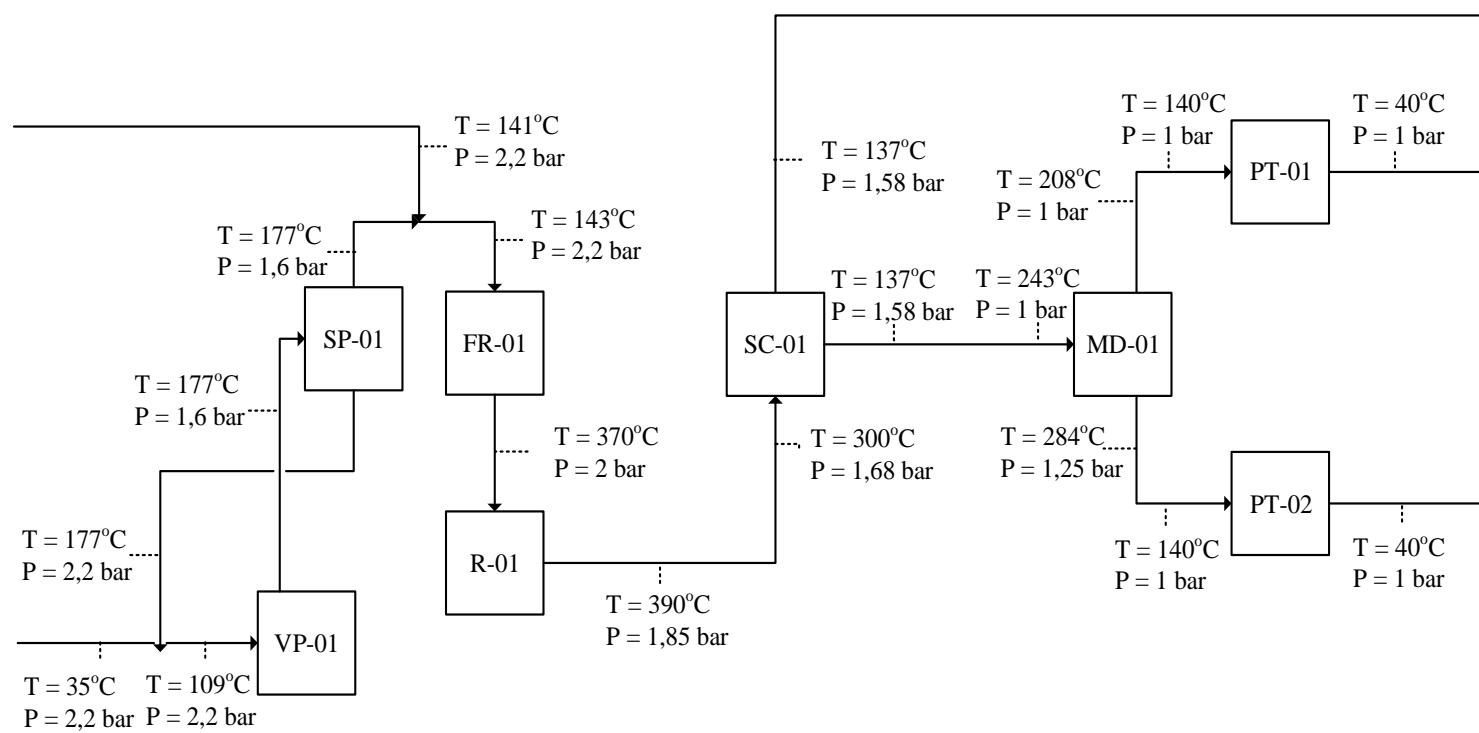
2. Proses reaksi pembentukan *phthalic anhydride*

Campuran umpan *orthoxylyene* gas dan udara diumpankan ke reaktor dengan temperatur 370°C dan tekanan 2 bar. Katalis *vanadium pentoxide* digunakan agar reaksi berlangsung cepat, menghasilkan konversi produk sebesar 99,7% dan selektivitas dari produk yang diinginkan yaitu 70% dari reaktan bereaksi dengan reaksi (1) dan (2) pada halaman (13). Produk reaktor berupa campuran antara *phthalic anhydride*, oksigen sisa, nitrogen, air dan produk samping yaitu *maleic anhydride* pada temperatur 370°C dan tekanan 2 bar. Reaksi berlangsung eksotermis sehingga diperlukan pendingin supaya suhu reaksi relatif konstan. Pendingin yang digunakan adalah molten salt yang dialirkan dalam shell reaktor.

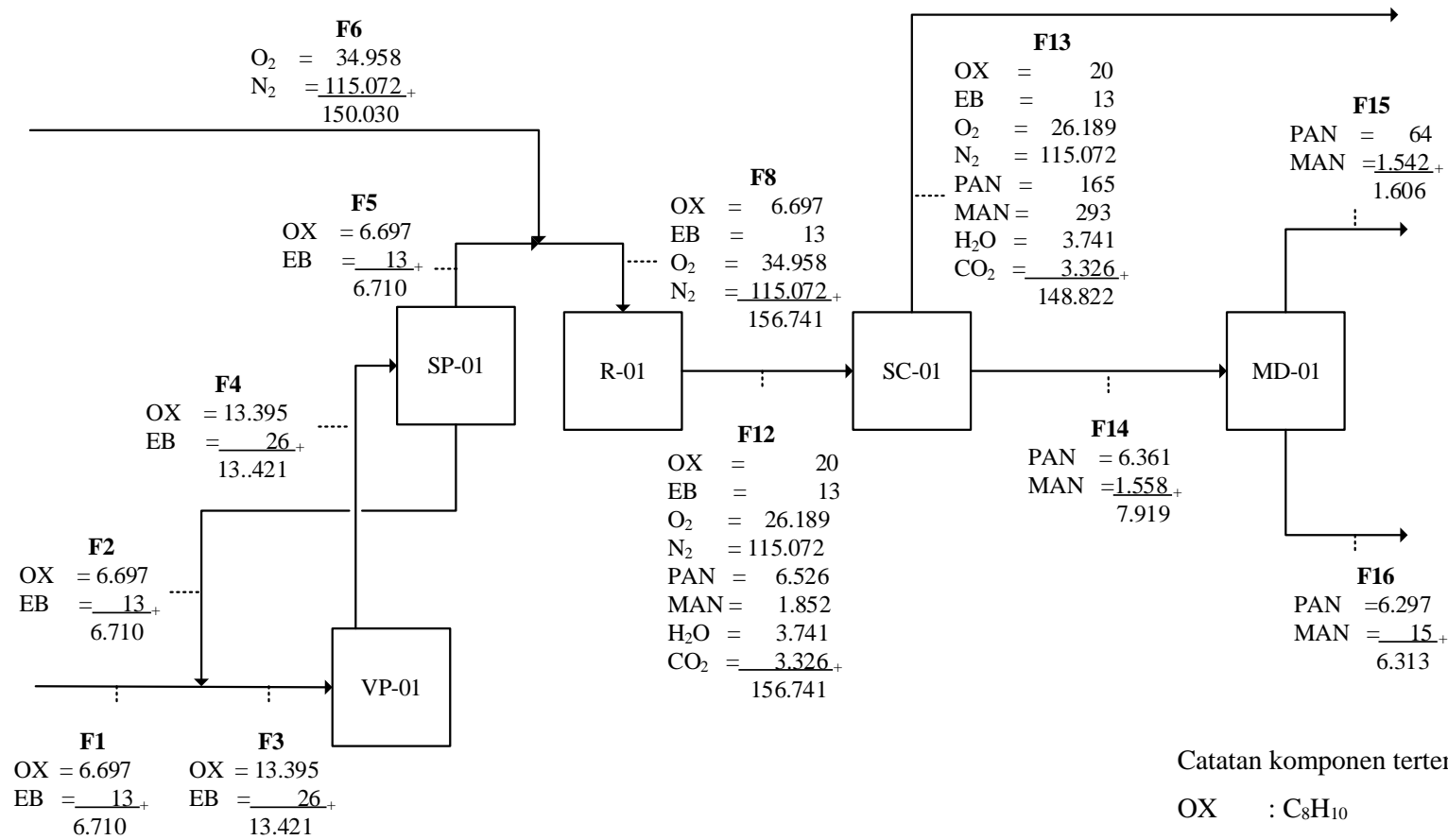
3. Proses pemurnian *phthalic anhydride*

Panas produk keluar reaktor dimanfaatkan pada vaporizer dan reboiler menara distilasi sehingga temperaturnya turun sampai 365°C , kemudian temperaturnya diturunkan lagi sampai 300°C pada *heat exchanger* (HE-03). Produk diumpankan ke *switch condenser* (SC-01) untuk pemisahan antara sebagian impuritas dan *non-condensable gas*. Di dalam *switch condenser* terdiri atas 2 zona yaitu zona desublimasi dan zona *melting*. Pada zona desublimasi, produk didinginkan menggunakan *mobiltherm oil 603* sampai temperatur 123°C agar terbentuk padatan, cairan dan *non-condensable gas*. Padatan yang terbentuk adalah *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride*, sedangkan impuritas lain berubah menjadi fase gas. Cairan dan *non-condensable gas* dikeluarkan dari *switch condenser*. Padatan dilelehkan di zona *melting* menggunakan *mobiltherm oil 603* sampai temperatur 137°C . Kemudian campuran cairan *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride* ditampung dalam accumulator tank dan dipompa menuju menara destilasi (MD-01) dengan

melewati *heat exchanger* dan *expansion valve*. Produk atas menara distilasi (MD-01) berupa *maleic anhydride* dialirkan menuju *Prilling Tower* (PT-01) untuk proses pemptiran dengan udara yang dialirkan dari *blower*, sedangkan produk bawah menara distilasi, *phthalic anhydride*, dialirkan menuju *Prilling Tower* (PT-02). Kedua produk ini masing-masing diangkut menggunakan *screw conveyor*, kemudian diumpankan dan disimpan di dalam silo menggunakan *bucket elevator*.



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif



Catatan komponen tertentu:

OX : C₈H₁₀

EB : C₈H₁₀

PAN : C₈H₄O₃

MAN : C₄H₂O₃

Gambar II. 2 Diagram Alir Kuantitatif

Gambar II. 3 Diagram Alir Proses

II.6 Neraca Massa dan Neraca Panas

II.6.1 Neraca Massa

Kapasitas	: 50.000 ton/tahun
Produk utama	: <i>phthalic anhydride</i> 99%
Produk samping	: <i>maleic anhydride</i> 96%
Satu tahun produksi	: 330 hari
Waktu operasi selama 1 hari	: 24 jam
Basis	: 1 kg umpan orthoxylene

Neraca Massa Kapasitas :

Tabel II. 1 Neraca Massa di sekitar *Vaporizer*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 5
OX	6.698	6.698
EB	13	13
Total	6.711	6.711

Tabel II. 2 Neraca Massa di sekitar *Tee-01*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
OX	6.698	-	6.698
EB	13	-	13
O ₂	-	34.959	34.959
N ₂	-	115.072	115.072
Total	6.711	150.031	156.742
		156.742	156.742

Tabel II. 3 Neraca Massa di sekitar Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9
OX	6.698	20
EB	13	13
O ₂	34.959	26.190
N ₂	115.072	115.072
PAN	-	6.526
MAN	-	1.852
H ₂ O	-	3.742
CO ₂	-	3.326
Total	156.742	156.742

Tabel II. 4 Neraca Massa di sekitar Switch Condenser

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
OX	20	20	-
EB	13	13	-
O ₂	26.190	26.190	-
N ₂	115.072	115.072	-
PAN	6.526	165	6.361
MAN	1.852	294	1.558
H ₂ O	3.742	3.742	-
CO ₂	3.326	3.326	-
Total	156.742	148.823	7.919
	156.742	156.742	

Tabel II. 5 Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
PAN	6.361	64	6.298
MAN	1.558	1.543	16
Total	7.919	1.606	6.313
	7.919	7.919	

Tabel II. 6 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 6	Arus 13	Arus 15	Arus 16
OX	6.698	-	20	-	-
EB	13	-	13	-	-
O ₂	-	34.959	26.190	-	-
N ₂	-	115.072	115.072	-	-
PAN	-	-	165	64	6.298
MAN	-	-	294	1.543	16
H ₂ O	-	-	3.742	-	-
CO ₂	-	-	3.326	-	-
Total	6.711	150.031	148.823	1.606	6.313
	156.742		156.742		

II.6.2 Neraca Panas

Tabel II. 7 Neraca Panas Vaporizer

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	2.094.911	Q penguapan	3.770.837
Q steam	1.675.926		
Total	3.770.837	Total	3.770.837

Tabel II. 8 Neraca Panas Furnace

Panas Input, kJ./jam		Panas Output, kJ/jam	
Qumpan	18.961.078	Qproduk	57.706.629
Q beban	38.745.551		
Total	57.706.629	Total	57.706.629

Tabel II. 9 Neraca Panas Reaktor

Panas Input (kJ/jam)		Panas Output (kJ/jam)	
Q umpan	54.811.494	Q produk	67.244.445
Q reaksi	- 1.733.722	Q pendingin	- 14.166.674
Total	53.077.771	Total	53.077.771

Tabel II. 10 Neraca Panas Switch Condenser

Zona Desublimasi

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	45.538.830	Q produk	46.725.275
Q desublimasi	1.186.445		
Total	46.725.275	Total	46.725.275

Zona Melting

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	2.269.284	Q produk	4.099.398
Q pemanas	1.830.114		
Total	4.099.398	Total	4.099.398

Tabel II. 11 Neraca Panas Menara Distilasi

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	2.954.632	Q top	487.142
Q reboiler	884.103	Q bottom	2.829.402
		Q kondenser	522.191
Total	3.838.735	Total	3.838.735

Tabel II. 12 Neraca Panas *Prilling Tower* 1

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	323.198	Q produk	37.731
Q laten	200.817	Q udara	544.926
Q udara	58.641		
Total	582.657	Total	582.657

Tabel II. 13 Neraca Panas *Prilling Tower* 2

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	1.295.967	Q produk	149.166
Q laten	999.069	Q udara	2.404.758
Q udara	258.887		
Total	2.553.924	Total	2.553.924

II.7 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

II.7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk efisiensi, keselamatan, dan kelancaran para pekerja serta keselamatan proses.

Kondisi optimal dapat dicapai dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, bahan yang mudah meledak, asap, dan bahan beracun.
2. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk penekanan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim di Indonesia memungkinkan konstruksi secara *outdoor*.
3. Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan/lahan.
4. Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu mempermudah kerja dan perawatannya. Penempatan peralatan proses sedemikian rupa sehingga petugas dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi.

Secara umum tata letak pabrik dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/ perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol.
 - a. Daerah administrasi merupakan kegiatan administrasi pabrik
 - b. Daerah laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat pengendalian proses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses, merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
3. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.
4. Daerah utilitas, merupakan daerah tempat penyediaan sarana pendukung proses.
5. Daerah fasilitas umum, merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan kerja seperti tempat parkir, masjid dan kantin.

II.7.2 Tata Letak Peralatan

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan lay out peralatan proses pada pabrik *phthalic anhydride* antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar dan kelancaran serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya menghindari terjadinya *stagnasi* (pemampatan) udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan pada seluruh area pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Pekerja harus dapat menjangkau seluruh area proses dengan cepat dan mudah sehingga jika terjadi gangguan pada peralatan proses dapat segera diperbaiki. Keamanan seluruh pekerja harus diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi.

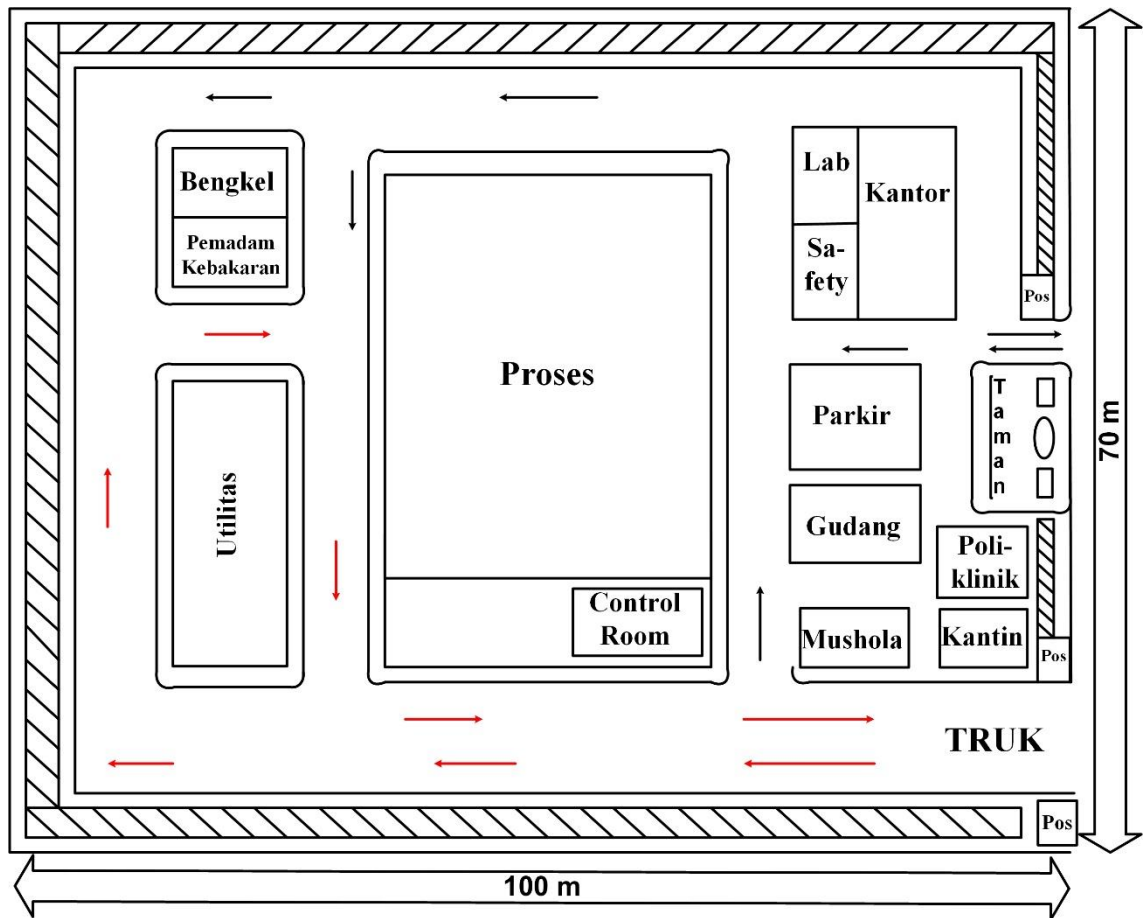
Penempatan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Alat proses yang beroperasi pada tekanan dan temperatur tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan alat proses yang lain.

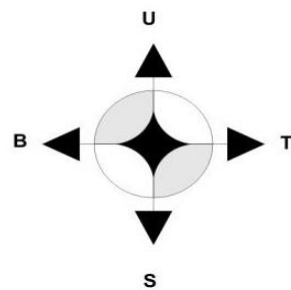
Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :


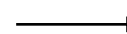
1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lahan yang tersedia.
3. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga dapat mengurangi pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi.



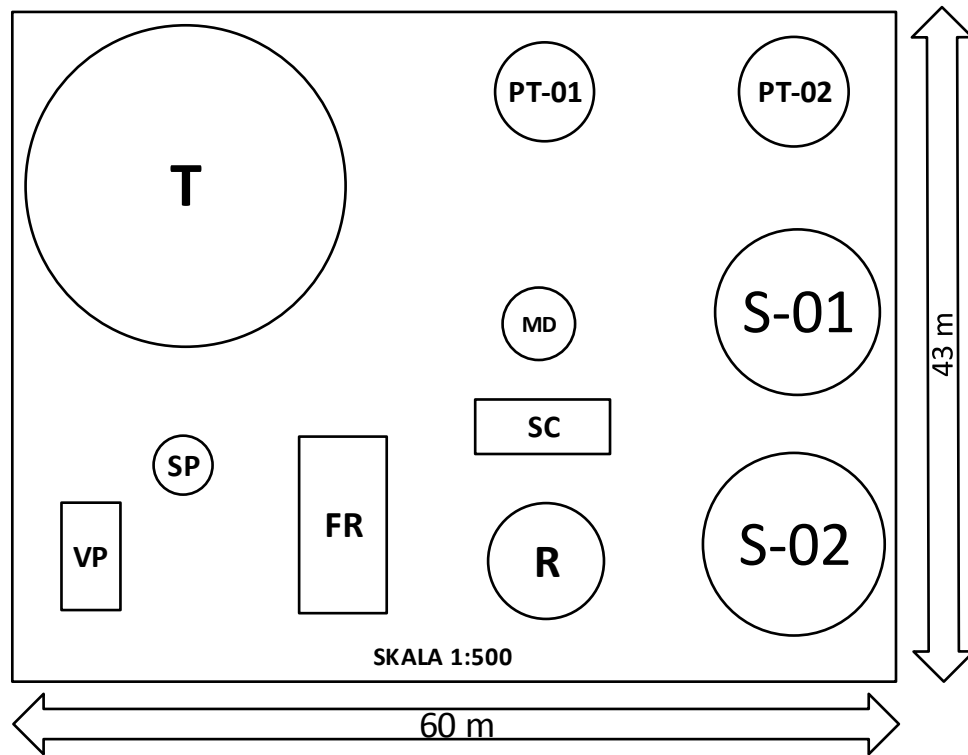
Keterangan:

1. Pos Keamanan
2. Koperasi Karyawan
3. Kantin
4. Mushola
5. Poliklinik
6. Parkir
7. Taman
8. Safety
9. Kantor
10. Laboratorium
11. Unit Proses
12. Control Room
13. Unit Utilitas
14. Pemadaman Kebakaran
15. Bengkel



-  Jalur Truk
 Jalur Kendaraan Karyawan

Gambar II. 4 Layout Pabrik



KETERANGAN :

C : COOLER

CD : KONDENSOR TOTAL

SC : SWITCH CONDENSER

CR : CONTROL ROOM

FR : FURNACE

HE : HEAT EXCHANGER

MD : MENARA DISTILASI

PT : PRILLING TOWER

RB : REBOILER MD

S : SILO

SP : SEPARATOR

T : TANGKI

VP : VAPORIZER

Gambar II. 5 Lay Out Peralatan Proses

BAB III

SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

III.1 Spesifikasi Alat Utama

III.1.1 Vaporizer

Tabel III. 1 Spesifikasi *Vaporizer*

Kode	VP-01
Fungsi	Pengubah fase <i>orthoxylene</i> menjadi gas
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Panjang <i>tube</i>	2,43 m (8 ft)
Kondisi operasi	Fluida dingin : P = 2,2 bar T = 109°C - 177°C Fluida panas : P = 1,85 bar T = 397°C - 358°C
Shell Side - Fluida - Kapasitas - <i>Pressure drop</i> - <i>Shell pass</i> - Material	Fluida dingin <i>Orthoxylene</i> 13.421 kg/jam 0,65 bar (9,64 psi) 1 <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Tube Side - Fluida - Kapasitas - Jumlah <i>tube</i> - <i>Pressure drop</i> - <i>Tube pass</i> - Material	Fluida panas Produk keluaran reaktor 109.719 kg/jam 118 tube 0,13 bar (1,94 psi) 2 <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
<i>Dirt Factor</i>	0,009 hr ft°F/Btu
Luas transfer panas	23,02 m ² (247,83 ft ²)

III.1.2 Furnace

Tabel III. 2 Spesifikasi *Furnace*

Kode	FR-01	
Fungsi	Pemanas campuran <i>orthoxylene</i> dan udara sampai temperatur 370°C	
Tipe	<i>Fired Box Heater</i>	
Jumlah	1 buah	
Kondisi operasi	<ul style="list-style-type: none"> - Tekanan 2,2 bar - Temperatur gas masuk 143°C - Temperatur gas keluar 370°C 	
Spesifikasi	Seksi Radiasi	Seksi Konveksi
- Panjang	12,8 m (42 ft)	12,8 m (42 ft)
- Lebar	6,6 m (21 ft)	4,51 m (15 ft)
- Tinggi	13,43 m (44 ft)	4,51 m (15 ft)
- Jumlah <i>tube</i>	20 buah	15 buah

III.1.3 Separator

Tabel III. 3 Spesifikasi Separator

Kode	SP-01
Fungsi	Pemisah fase uap dan cair dari VP-01
Tipe	<i>Vertical Drum</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 285 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Tekanan	2 bar
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter 0,61 m - Tinggi total 2,72 m - Tebal silinder 0,009 m (3/8 in) - Tebal <i>head</i> 0,009 m (3/8 in)

III.1.4 Reaktor

Tabel III. 4 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi antara <i>ortho</i> xylene dengan oksigen sehingga menghasilkan produk <i>phthalic anhydride</i>
Tipe/jenis	<i>fixed bed multitube reactor</i>
Jumlah	1
Volume	41,98 m ³
Kondisi Operasi	
Tekanan	2 bar
Temperatur umpan	370°C
Temperatur produk	397°C
T	54,43 detik
Bahan konstruksi	<i>Carbon stell SA 283 grade C</i>
Spesifikasi <i>Tube</i>	
Jumlah	2820 <i>tube</i>
Panjang	15 m
IDT	0,03 m (1,4 in)
ODT	0,04 m (1,5 in)
Susunan	Triangular, dengan pitch 1 $\frac{1}{8}$ in
Spesifikasi <i>Shell</i>	
IDS	2,79 m (110 in)
ODS	2,89 m (114 in)
<i>Baffle space</i>	0,69 m
Dimensi	
Bentuk <i>head</i>	Torispherical dished head
Tebal <i>head</i>	0,01 m ($\frac{1}{2}$ in)
Tinggi <i>head</i>	0,55 m
Tinggi total reaktor	16,09 m
Tebal isolasi	0,37 m
<i>Pressure drop</i>	0,14 bar (2 psi)

III.1.5 Menara Distilasi

Tabel III. 5 Spesifikasi Menara Distilasi

Nama Alat	Menara Distilasi
Kode	MD-01
Fungsi	Tempat pemurnian produk <i>phthalic anhydride</i>
Tipe/jenis	<i>Plate</i> dengan <i>sieve tray</i>
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Temperatur umpan	243°C
Temperatur top	208°C
Temperatur bottom	284°C
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i> SA 285 C
Dimensi Atas Menara	
Diameter	0,94 m
Tinggi <i>head</i>	0,21 m
ΔP per plate	0,01 m
Dimensi Bawah Menara	
Diameter	0,94 m
Tinggi head	0,21 m
ΔP per plate	0,01 bar
Spesifikasi <i>plate</i>	
Tebal <i>plate</i>	5 mm
Diameter <i>hole</i>	5 mm
<i>Plate spacing</i>	0,5 m
Jumlah <i>plate</i> total	31 <i>plate</i> (termasuk <i>reboiler</i>)
<i>Plate</i> umpan masuk	<i>Plate</i> ke-4
Tinggi Menara	21,04 m

III.1.6 Switch Condenser

Tabel III. 6 Spesifikasi Switch Condenser

Kode	SC-01/02
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Fungsi	Pemisah produk reaktor dari sebagian impuritas dan <i>non condensable gas</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi - Tekanan - Temperatur	1,68 bar Fluida panas = 300°C – 136,5°C Fluida dingin = 50°C - 160°C (zona desublimasi) 160°C - 153°C (zona <i>melting</i>)
Spesifikasi Tube - Fluida - Kapasitas - Panjang - Jumlah tube - OD _T - ID _T - BWG - Pitch - <i>Pressure drop</i>	<i>Mobiltherm oil 603</i> 102.337,95 kg/jam 4,87 m 538 0,025 m (1 in) 0,022 m (0,87 in) 16 1 1/4 in, triangular pitch 0,01 bar (0,16 psi)
Spesifikasi Shell - Fluida - Kapasitas - ID _s - <i>Baffle space</i> - <i>Pressure drop</i>	Produk keluaran reaktor 156.741,81 kg/jam 0,84 m 0,42 m 0,13 bar (1,9 psi)
<i>Dirt Factor</i>	0,0361 hr ft°F/Btu
Luas transfer panas	209,52 m ² (2.255,3 ft ²)

III.1.7 Prilling Tower

Tabel III. 7 Spesifikasi Prilling Tower

Nama alat	<i>Prilling Tower</i> MAN	<i>Prilling Tower</i> PAN
Kode	PT-01	PT-02
Fungsi	Pengubah fase <i>maleic anhydride</i> cair pada temperatur 208°C menjadi padatan pada temperatur 40°C	Pengubah fase <i>phthalic anhydride</i> cair pada temperatur 284°C menjadi padatan pada temperatur 40°C
Tipe/jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>conical bottom</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>conical bottom</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i> SA 283 grade C	<i>Carbon steel</i> SA 283 grade C
Jumlah	1	1
Kapasitas	1.606,18 kg/jam	6.313,13 kg/jam
Kondisi Operasi		
Tekanan, bar	1	1
Temperatur umpan	208°C	284°C
Temperatur produk	40°C	40°C
Temperatur udara masuk	30°C	30°C
Temperatur udara keluar	70°C	70°C
Spesifikasi <i>Shell</i>		
Diameter	1,72 m	3,04 m
Tebal	0,005 m (3/16 in)	0,006 m (1/4 in)
Tinggi	10,68 m	23,38 m
Spesifikasi <i>Head</i>		
Bentuk <i>head</i> atas	<i>Elliptical dished head</i>	<i>Elliptical dished head</i>
Tebal <i>head</i> atas	0,006 m (1/4 in)	0,006 m (1/4 in)
Tinggi <i>head</i> atas	0,11 m	0,14 m
Bentuk <i>head</i> bawah	<i>Conical dished head</i>	<i>Conical dished head</i>
Tebal <i>head</i> bawah	0,006 m (1/4 in)	0,006 m (1/4 in)
Tinggi <i>head</i> bawah	0,23 m	0,41 m
Spesifikasi <i>Sparger</i>		
Diameter lubang	0,5 mm	0,5 mm
Jumlah lubang	688	1345
Tinggi total	12,84 m	26,92 m

III.2 Spesifikasi Alat Pendukung

III.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel III. 8 Spesifikasi Tangki

Kode	T-01
Fungsi	Tempat menyimpan <i>ortho xylene</i> selama 14 hari
Tipe	Silinder vertikal, <i>flat bottom</i> , dengan bagian atas <i>conical roof</i>
Material	Carbon Steel SA 283 grade C
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
- Tekanan	1 bar
- Temperatur	35°C
Kapasitas	754.658 gallon
Dimensi	
- Diameter	18,28 m
- Tinggi total	9,14 m
- Tebal silinder	0,02 – 0,03 m (13/16 – 1 ¼ in)
- Tebal head	0,003 m (1/8 in)

Tabel III. 9 Spesifikasi Silo

Kode	S-01	S-02
Fungsi	Tempat menyimpan produk <i>maleic anhydride</i> selama 14 hari	Tempat menyimpan produk <i>phthalic anhydride</i> selama 14 hari
Tipe/jenis	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> 60°	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> 60°
Volume	397,37 m ³	1.390,87 m ³
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 grade C	Carbon Steel SA 283 grade C
Kondisi Penyimpanan		
Tekanan, bar	1	1
Temperatur	30°C	30°C
Dimensi		
Diameter	5,81 m	8,82 m
Tinggi	8,72 m	13,23 m
Tebal shell	0,008 m (5/16 in)	0,011 m (7/16 in)
Tebal head	0,009 m (3/8 in)	0,013 m (1/2 in)

III.2.2 Heat Exchanger

Tabel III. 10 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Kode	HE-01	HE-02
Jumlah	1	1
Fungsi	Pemanas udara umpan keluaran C-01	Pendingin produk keluaran reaktor
Tipe	<i>Shell-tube</i>	<i>Shell-tube</i>
Beban kerja	16.609.493kJ/jam	10.958.485,43 kJ/jam
Luas transfer panas	66,29 m ² (713,14 ft ²)	21,46 m ² (230,85 ft ²)
Tube side	Fluida dingin	Fluida panas
Fluida	Udara umpan	Produk reaktor
Temperatur operasi (in-out)	63,4°C - 180°C	365°C - 300°C
Debit	150.030,85 kg/jam	156.741,81 kg/jam
OD tube	0,02 m (1 in)	0,02 m (1 in)
Panjang	1,83 m (6 ft)	1,83 m (6 ft)
Material konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Copper Alloy</i>
ΔP	0,026 bar (0,39 psi)	0,136 bar (1,97 psi)
Shell side	Fluida panas	Fluida dingin
Fluida	<i>Molten salt</i>	Air laut
Temperatur operasi, (in-out)	370°C - 320°C	30°C - 40°C
Debit	212.942,22 kg/jam	262.093,26 kg/jam
ID shell	0,78 m (31 in)	0,44 m (17,25 in)
Material konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Copper Alloy</i>
ΔP	0,018 bar (0,26 psi)	0,37 bar (5,51 psi)

Kode	HE-03
Fungsi	Pemanas produk SC-01
Tipe	<i>Double pipe</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi Tekanan Temperatur	1,5 bar Fluida dingin = 130-243°C Fluida panas = 374-370°C
<i>Annulus</i>	Fluida panas
Fluida Kapasitas Panjang pipa Jumlah pipa OD ID Material <i>Pressure drop</i>	Molten salt 212.942,22 kg/jam 2,43 m (8 ft) 14 0,17 m (6,625 in) 0,15 m (6,065 in) <i>Copper Alloy</i> 0,43 bar (6,25 psi)
<i>Inner pipe</i>	Fluida dingin
Fluida Kapasitas OD ID Material <i>Pressure drop</i>	Produk SC-01 7.919,19 kg/jam 0,11 m (4,5 in) 0,10 m (4,026 in) <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> 0,22 bar (3,26 psi)

Kode	HE-04	HE-05	HE-06
Jumlah	1	1	1
Fungsi	Pendingin <i>molten salt</i> lanjutan dari HE-02	Pendingin <i>molten salt</i> lanjutan dari HE-03	Pendingin <i>molten salt</i> lanjutan dari HE-04
Tipe	<i>Shell-tube</i>	<i>Shell-tube</i>	<i>Shell-tube</i>
Beban kerja	18.891.240,41 kJ/jam	19.931.392,11 kJ/jam	19.931.392,11 kJ/jam
Luas transfer panas	115,93 m ² (1.247,22 ft ²)	157,1 m ² (1.690,18 ft ²)	323 m ² (3.476,7 ft ²)
Tube side	Fluida dingin	Fluida dingin	Fluida dingin
Fluida	Air laut	Air laut	Air laut
Temperatur operasi (in-out)	30°C - 50°C	30°C - 50°C	30°C - 50°C
Debit	226.167,61 kg/jam	226.167,61 kg/jam	226.167,61 kg/jam
OD tube	0,02 m (1 in)	0,02 m (1 in)	0,02 m (1 in)
Panjang	3,66 m (12 ft)	3,66 m (12 ft)	6,09 m (2 -ft)
Material konstruksi	<i>Copper Alloy</i>	<i>Copper Alloy</i>	<i>Copper Alloy</i>
ΔP	0,03 bar (0,53 psi)	0,01 bar (0,20 psi)	0,08 bar (1,17 psi)
Shell side	Fluida panas	Fluida panas	Fluida panas
Fluida	<i>Molten salt</i>	<i>Molten salt</i>	<i>Molten salt</i>
Temperatur operasi (in-out)	320°C - 260°C	260°C - 200°C	200°C - 140°C
Debit	212.942,22 kg/jam	212.942,22 kg/jam	212.942,22 kg/jam
ID shell	0,74 m (29 in)	0,84 m (33 in)	0,94 m (37 in)
Material konstruksi	<i>Copper Alloy</i>	<i>Copper Alloy</i>	<i>Copper Alloy</i>
ΔP	0,02 bar (0,38 psi)	0,02 bar (0,36 psi)	0,04 bar (0,55 psi)

III.2.3. Kondensor dan Reboiler

Tabel III. 11 Spesifikasi Kondensor dan *Reboiler*

Nama Alat	Kondensor	<i>Reboiler</i>
Kode	CD-01	RE-01
Jumlah	1	1
Fungsi	Tempat mengkondensasikan hasil atas menara distilasi (MD-01)	Penguap hasil bawah MD-01
Tipe	<i>Shell and tube horizontal</i>	<i>Kettle reboiler</i>
Beban kerja	522.191,22 kJ/jam	884.102,62 kJ/jam
Luas transfer panas	19,11 m ² (205,77 ft ²)	35,17 m ² (378,56 ft ²)
Tube side	Fluida dingin	Fluida panas
Fluida	Air laut	Produk keluaran reaktor
Temperatur operasi (in-out)	30°C - 50°C	397°C - 380°C
Debit	12.488,82 kg/jam	47.022,54 kg/jam
OD tube	0,02 m (1 in)	0,02 m (1 in)
BWG	18	18
Layout	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
Pitch	0,03 m (1,25 in)	0,03 m (1,25 in)
Panjang	1,83 m (6 ft)	1,83 m (6 ft)
Jumlah tube	131	241
Pass	1	1
Material konstruksi	<i>Copper Alloy</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
ΔP	0,05 bar (0,81 psi)	0,13 bar (1,94 psi)
Shell side	Fluida panas	Fluida dingin
Fluida	Distilat MD-01	Campuran hasil bawah MD-01
Temperatur operasi (in-out)	208,34°C - 202,97°C	283,94°C - 283,94°C
Debit	3011,39 kg/jam	10.794,46 kg/jam
ID shell	0,49 m (17,25 in)	0,59 m (23,25 in)
Baffle spaceing	0,33 m (12,94 in)	0,44 m (17,44 in)
Pass	1	1
Material konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
ΔP	0,006 bar (0,09 psi)	-

III.2.4. Akumulator

Tabel III. 12 Spesifikasi Akumulator

Kode	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Penampung lelehan SC-01	Penampung distilat menara distilasi (MD-01)
Tipe/jenis	<i>Horisontal Drum</i> dengan <i>Torispherical Head</i>	<i>Horisontal Drum</i> dengan <i>Torispherical Head</i>
Kapasitas	1,17 m ³	0,54 m ³
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 grade C	Carbon Steel SA 283 grade C
Kondisi Operasi		
Tekanan	1,55 bar	1 bar
Temperatur	130°C	202,97°C
Dimensi		
Diameter	0,77 m	0,59 m
Panjang total	2,70 m	2,26 m
Tebal silinder	0,005 m (3/16 in)	0,005 m (3/16 in)
Tebal head	0,005 m (3/16 in)	0,005 m (3/16 in)

III.2.5 Kompresor

Tabel III. 13 Spesifikasi Kompresor

Kode	C-01	C-02
Fungsi	Penaik tekanan udara umpan	Penaik tekanan gas hasil SP-01
Jenis	Kompresor Sentrifugal Single Stage	Kompresor Sentrifugal Single Stage
Material	Low Alloy SA – 353	Low Alloy SA – 353
Tekanan <i>suction</i>	1 bar	1,86 bar
Tekanan <i>discharge</i>	2,27 bar	2,26 bar
Temperatur masuk	35°C	177°C
Temperatur keluar	63,41°C	186°C
Power	500 HP	22 HP

III.2.6 Blower

Tabel III. 14 Spesifikasi Blower

Nama alat	Blower di PT-01	Blower di PT-02
Kode	BL-01	BL-02
Fungsi	Pengalir udara ke PT-01	Pengalir udara ke PT-02
Tipe/jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Kapasitas	17.830,75 m ³ /jam	99.648,81 m ³ /jam
Kondisi Operasi		
Temperatur masuk	30°C	30°C
Temperatur keluar	38,36°C	38,36°C
Tekanan <i>suction</i>	1 bar	1 bar
Tekanan <i>discharge</i>	1,1 bar	1,1 bar
Daya	3 HP	15 HP

III.2.7 Pompa

Tabel III. 15 Spesifikasi Pompa

Kode	Fungsi	Jumlah	Tipe	Kapasitas (gpm)	Ukuran Pipa (IPS)	Power Motor (HP)
P-01	Mengalirkan <i>o-xylene</i> ke T-01	2	Single stage centrifugal pump	2.134,67	0,35m (14,00 in)	25,00
P-02	Mengalirkan <i>o-xylene</i> dari T-01 ke VP-01	2	Single stage centrifugal pump	38,12	0,07 m (3,00 in)	2,00
P-03	Mengalirkan <i>o-xylene</i> dari SP-01 ke VP-01	2	Single stage centrifugal pump	38,12	0,07 m (3,00 in)	2,00
P-04	Mengalirkan MAN dari ACC-01 ke MD-01	2	Single stage centrifugal pump	42,70	0,07 m (3,00 in)	1,00
P-05	Mengalirkan MAN dari MD-01 ke PT-01	2	Single stage centrifugal pump	6,84	0,07 m (3,00 in)	0,25
P-06	Mengalirkan PAN dari MD-01 ke PT-02	2	Single stage centrifugal pump	23,94	0,07 m (3,00 in)	1,00

III.2.9 Screw Conveyor

Tabel III. 16 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Kode	SC-01	SC-02
Fungsi	Pengalir MAN dari HP-01 ke S-01	Pengalir PAN dari HP-02 ke S-02
Jenis	SC dengan feed hopper dan discharge chute	SC dengan feed hopper dan discharge chute
Material	<i>Aluminium pulverized</i>	<i>Aluminium pulverized</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kapasitas	1,82 m ³ /jam (64,32 ft ³ /jam)	6,87 m ³ /jam (242,81 ft ³ /jam)
Diameter	0,15 m (6 in)	0,23 m (9 in)
Panjang	3,05 m (10,0 -ft)	4,57 m (15,0 -ft)
Kecepatan	43 rpm	44 rpm
Power	0,125 HP	0,33 HP

III.2.1 Bucket Elevator

Tabel III. 17 Spesifikasi *Bucket Elevator*

Kode	BE-01	BE-02
Fungsi	Pengangkut MAN dari SC-01 ke S-02	Pengangkut PAN dari SC-02 ke S-03
Jenis	<i>Spaced bucket centrifugal discharge elevator</i>	<i>Spaced bucket centrifugal discharge elevator</i>
Material	<i>Malleable-Iron</i>	<i>Malleable-Iron</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kapasitas	1.927,42 kg/jam	7.575,75 kg/jam
Ukuran Bucket	0,15m x 0,1m x 0,107m (6 in x 4 in x 4 1/4 in)	0,15m x 0,1m x 0,107m (6 in x 4 in x 4 1/4 in)
Bucket Spacing	0,3 m (12 in)	0,3 m (12 in)
Tinggi elevator	9,14 m (3 -ft)	10,05 m (33 ft)
Kecepatan	66,58 m/min (225 ft/min)	66,58 m/min (225 ft/min)
Power	0,25 HP	0,75 HP

BAB IV

UTILITAS DAN LABORATORIUM

IV.1 Unit Pendukung Proses

Unit utilitas merupakan bagian penting sebagai penunjang berlangsungnya proses produksi pabrik. Unit utilitas yang terdapat dalam pabrik *phthalic anhydride* adalah :

1. Unit pengadaan air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk pemenuhan kebutuhan air pendingin, air umpan *boiler*, air konsumsi umum dan sanitasi, air hidran.

2. Unit pengadaan *steam*

Unit ini bertugas untuk penyediaan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk *start up* reboiler, *vaporizer*, dan pembangkit listrik.

3. Unit pengadaan pendingin reaktor

Unit ini bertugas untuk penyediaan pendingin reaktor.

4. Unit pengadaan udara tekan

Unit ini bertugas untuk penyediaan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic*, penyediaan udara tekan di bengkel, dan kebutuhan umum yang lain.

5. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan elektronik dan penerangan.

6. Unit pengadaan bahan bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan *furnace*.

7. Unit pengadaan udara kering

Unit pengadaan udara kering bertugas untuk penyediaan udara kering untuk keperluan proses.

IV.1.1 Unit Pengadaan Air

Air konsumsi umum dan sanitasi yang digunakan adalah air yang diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri (PT KTI). Sedangkan untuk air pendingin dan air pemadam kebakaran menggunakan air laut yang berasal dari Selat Sunda.

a. Air Pendingin dan Air Pemadam Kebakaran

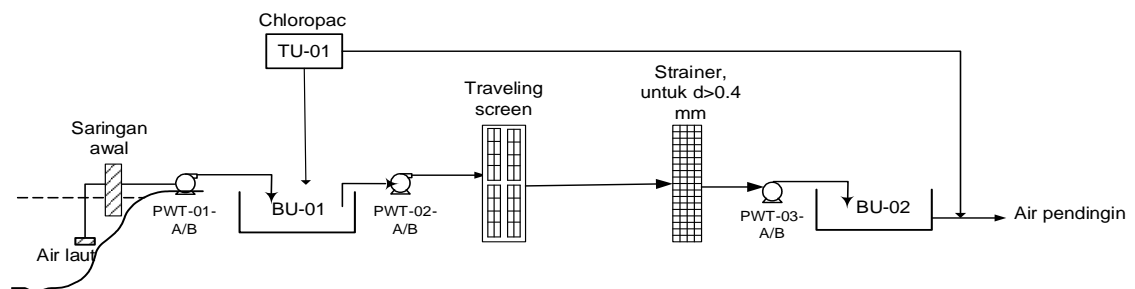
Pabrik ini menggunakan air laut sebagai air pendingin dan air pemadam kebakaran.

Alasan digunakannya air laut sebagai media pendingin adalah :

1. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah.
2. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
3. Dapat menyerap sejumlah panas per satuan *volume* yang tinggi.
4. Tidak terdekomposisi dan dibutuhkan *cooling tower*, karena langsung dibuang kembali ke laut.

Pengolahan air laut

Pencegahan *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas dilakukan dengan cara pengolahan secara fisik dan kimia. Pengolahan secara fisik adalah dengan *screening* dan secara kimia adalah dengan penambahan *chlorine*. Air laut dipompa menuju bak penampungan dengan melewati travelling screen dan strainer *stainless steel* 0,4 mm untuk penyaringan partikel dengan ukuran besar dan mengalami pencucian balik secara periodik. Di dalam bak penampungan diinjeksikan *sodium hipoklorit* agar kandungan klorin minimum 1 ppm. *Sodium hipoklorit* dibuat di dalam *Chloropac* dengan bahan baku air laut dengan cara elektrolisa. Klorin diinjeksikan secara kontinyu dalam bak dan secara intermitten di pipa pengaliran.



Gambar IV. 1 Skema Pengolahan Air Laut

Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel IV.1

Tabel IV. 1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Kode Alat	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	CD-01	Condenser hasil atas MD-01	12.489
2.	HE-02	Cooler produk reaktor	262.093
3.	HE-04	Cooler untuk <i>molten salt</i>	226.168
4.	HE-05	Cooler untuk <i>molten salt</i>	226.168
5.	HE-06	Cooler untuk <i>molten salt</i>	226.168
Total kebutuhan air pendingin			953.085

b. Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi umum dan sanitasi berasal dari PT KTI. Air ini digunakan untuk pemenuhan kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air konsumsi umum dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat yang meliputi syarat fisik, kimia, dan bakteriologis.

Syarat fisik antara lain temperatur di bawah temperatur udara luar, warna jernih dan tidak mempunyai rasa dan tidak berbau. Syarat kimia yaitu tidak mengandung zat organik, tidak beracun. Syarat bakteriologis yaitu tidak mengandung bakteri–bakteri, terutama bakteri yang patogen.

Air yang diperoleh dari PT KTI ini telah memenuhi syarat-syarat kualitas air untuk konsumsi umum dan sanitasi sehingga tidak perlu diolah kembali. Kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi dapat dilihat pada Tabel IV.2.

Tabel IV. 2 Kebutuhan Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

No	Nama Unit	Kebutuhan (L/hari)
1.	Perkantoran	3.900
2.	Laboratorium	100
3.	Kantin dan Mushola	350
4.	<i>Hydrant</i> /Taman	435
5.	Poliklinik	16
Jumlah air		4.801

Kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi = 4.801 L/hari = 200 L/jam

Total air yang disuplai dari PT KTI = air demin+air konsumsi dan sanitasi
= 3.309,76 L/jam

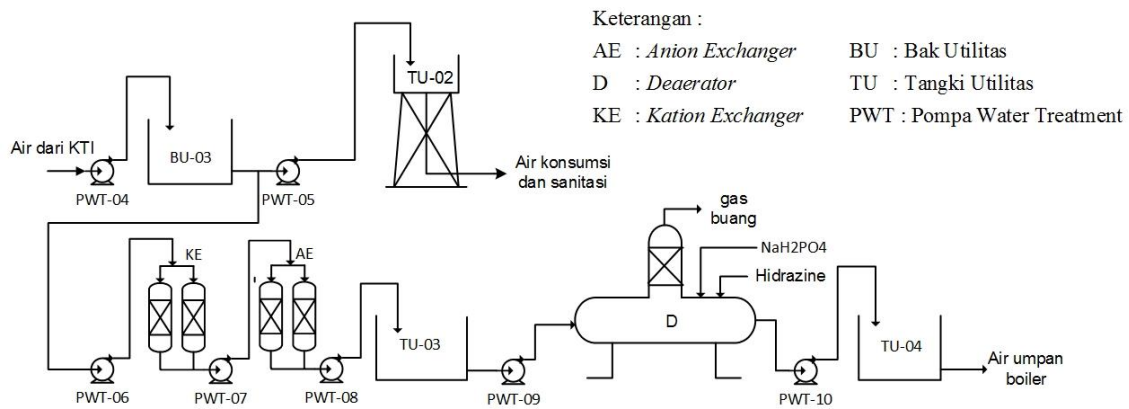
c. Air umpan boiler

Sumber air umpan *boiler* diperoleh dari PT KTI. Tahapan pengolahan air agar dapat digunakan sebagai air umpan *boiler* yaitu harus melewati *kation exchanger*, *anion exchanger*, dan deaerator, lalu disimpan di dalam tangki air umpan boiler.

Tabel IV. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No	Keterangan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Kebutuhan Air umpan <i>boiler</i>	15.548
2.	Make up air umpan <i>boiler</i> (20%)	3.109

Skema pengolahan air umpan *boiler* dapat dilihat pada Gambar IV.2



Gambar IV. 2 Skema Pengolahan Air Umpan *Boiler*

IV.1.2 Unit Pengadaan *Steam*

Steam yang diproduksi pada pabrik *phthalic anhydride* ini digunakan sebagai media pemanas *vaporizer*, *reboiler* dan pembangkit listrik tenaga uap. Untuk pemenuhan kebutuhan *steam* digunakan 1 buah *boiler*. *Steam* yang dihasilkan dari *boiler* ini adalah *saturated steam* yang mempunyai temperatur 293°C dan tekanan 77 bar.

Jumlah *steam* yang dibutuhkan sebesar 30.196,86 kg/jam. Jumlah *steam* dilebihkan sebanyak 20% agar kemungkinan kebocoran *steam* dapat dihindari. Sehingga jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah 36.203,83 kg/jam.

Spesifikasi boiler yang dibutuhkan :

Kode	: B-01
Fungsi	: Pembuat <i>steam</i>
Jenis	: <i>Water tube boiler</i>
Jumlah	: 1 buah
Tekanan <i>steam</i>	: 77 bar
Temperatur <i>steam</i>	: 293°C
Bahan bakar	: Batu bara
Efisiensi	: 80%
Kebutuhan bahan bakar	: 324 kg/jam

IV.1.3 Unit Pengadaan Pendingin Reaktor

Media yang digunakan sebagai pendingin reaktor adalah *molten salt*. *Molten salt* yang digunakan bertemperatur 100°C. *Molten salt* keluaran reaktor didinginkan di *heat exchanger* dan dialirkan kembali ke reaktor. Sifat-sifat fisik *molten salt* pada temperatur tersebut adalah sebagai berikut :

- a. Densitas = 1980,07 kg/m³
- b. Kapasitas Panas = 1,56 kJ/kg K
- c. Viskositas = 6,12 kg/m s
- d. Konduktivitas termal = 2,18 kJ/jam K
- e. Laju alir = 212.942 kg/jam.

IV.1.4 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai instrumentasi *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan dihitung berdasarkan jumlah alat kontrol yang digunakan, yaitu 45 *control valve*. Alat untuk penyediaan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* sebagai penyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan :

Kode	: KU-01
Fungsi	: Memenuhi kebutuhan udara tekan
Jenis	: <i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 92 m ³ /jam
Tekanan <i>suction</i>	: 1 bar (14,7 psi)
Tekanan <i>discharge</i>	: 4 bar (58,8 psi)
Temperatur udara	: 35°C
Efisiensi	: 80%
Daya kompresor	: 7,5 HP

VI.1.5 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik *phthalic anhydride* ini dipenuhi oleh pembangkit listrik tenaga uap pabrik sendiri. Hal ini bertujuan karena menjaga kestabilan tenaga listrik yang dihasilkan dan menjaga kontinuitas listrik yang dibutuhkan pabrik. Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
2. Listrik untuk penerangan
3. Listrik untuk AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

IV.1.5.1 Listrik untuk keperluan proses dan utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan utilitas dapat dilihat pada Tabel IV.4

Tabel IV. 4 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses dan Utilitas

No	Alat	Σ	HP	kW	Total HP	Total kW
1	P-01	1	20,00	14,91	20,00	14,91
2	P-02	1	1,50	1,12	1,50	1,12
3	P-03	1	1,50	1,12	1,50	1,12
4	P-04	1	0,20	0,15	0,20	0,15
5	P-05	1	0,20	0,15	0,20	0,15
6	P-06	1	0,75	0,56	0,75	0,56
7	PU-01	1	1,50	1,12	1,50	1,12
8	PU-02/03	2	7,50	5,59	15,00	11,19
9	PU-04	1	3,00	2,24	3,00	2,24
10	PU-05	1	15,00	11,19	15,00	11,19
11	PWT-01/03	6	25,00	18,64	150,00	111,86
12	PWT-04	1	0,50	0,37	0,50	0,37
13	PWT-05	1	0,08	0,06	0,08	0,06
14	PWT-06/10	5	0,50	0,37	2,50	1,86
15	BC-01	1	0,25	0,19	0,25	0,19
16	BC-02	1	0,25	0,19	0,25	0,19
17	BC-03	1	0,25	0,19	0,25	0,19
18	BE-01	1	0,75	0,56	0,75	0,56
19	BE-02	1	0,25	0,19	0,25	0,19
20	SC-01	1	0,13	0,09	0,13	0,09
21	SC-02	1	0,33	0,25	0,33	0,25
22	C-01	1	500,00	372,85	500,00	372,85
23	C-02	1	7,50	5,59	7,50	5,59
Total		33	586,94	437,68	721,44	537,98

IV.1.5.2 Listrik untuk penerangan

Tabel IV. 5 Jumlah Lumen Berdasarkan Luas Bangunan

No	Bangunan	Luas, m ²	Luas (a), ft ²	F	U	D	Lumen
1	Pos keamanan	50	538,18	5,00	0,42	0,75	8.543
2	Area Parkir	300	3.229,09	5,00	0,49	0,75	43.933
3	Kantin	50	538,18	15,00	0,51	0,75	21.105
4	Kantor Pusat	300	3.229,09	30,00	0,60	0,75	215.273
5	Poliklinik	100	1.076,36	20,00	0,56	0,75	51.255
6	Ruang kontrol	100	1.076,36	10,00	0,56	0,75	25.628
7	Laboratorium	100	1.076,36	20,00	0,56	0,75	51.255
8	Safety	100	1.076,36	10,00	0,56	0,75	25.628
9	Proses	2.500	26.909,12	30,00	0,59	0,75	1.824.347
10	Mushola	50	538,18	15,00	0,55	0,75	19.570
11	Utilitas	1.200	12.916,38	10,00	0,59	0,75	291.896
12	Gudang	120	1.291,64	10,00	0,51	0,75	33.768
13	Bengkel	100	1.076,36	20,00	0,51	0,75	56.281
14	Pemadam	100	1.076,36	5,00	0,51	0,75	14.070
15	Jalan dan taman	1.200	12.916,38	5,00	0,55	0,75	156.562
Jumlah		7.000	68.564,44				2.839.115

Penentuan besarnya tenaga listrik penerangan menggunakan persamaan :

$$L = \frac{a.F}{U.D} \dots\dots\dots (IV-14)$$

dengan :

L : *Lumen per outlet*

a : Luas *area*, ft²

F : *foot candle* yang diperlukan (tabel 13 Perry 6th ed)

U : Koefisien utilitas (tabel 16 Perry 6th ed)

D : Efisiensi lampu (tabel 16 Perry 6th ed)

Jumlah lumen :

1. Untuk penerangan dalam ruangan = 2.682.552 lumen

2. Untuk penerangan bagian luar ruangan = 156.562 lumen

Semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu *fluorescent* 40 Watt dan satu buah lampu instant *starting daylight* 40 W mempunyai 1.920 *lumen* (Tabel 18 Perry 6th ed.).

Jadi jumlah lampu dalam ruangan = 2.682.552 / 1.920
= 1.398 buah

Penerangan bagian luar ruangan digunakan lampu *mercury* 100 Watt dan *lumen output* tiap lampu adalah 4.300 *lumen* (Perry 6th ed., 1984).

$$\begin{aligned}\text{Jadi jumlah lampu luar ruangan} &= 156.562 / 4.300 \\ &= 37 \text{ buah}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total daya penerangan} &= (40 \text{ W} \times 1.398 + 100 \text{ W} \times 37) \\ &= 59620 \text{ W} = 59,62 \text{ kW}\end{aligned}$$

IV.1.5.3 Listrik untuk AC

Kebutuhan listrik untuk AC diperkirakan menggunakan tenaga listrik sebesar 15.000 Watt atau 15 kW.

IV.1.5.4 Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan instrumentasi diperkirakan menggunakan tenaga listrik sebesar 10.000 Watt atau 10 kW.

Tabel IV. 6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik

No.	Kebutuhan Listrik	Tenaga listrik (kW)
1.	Listrik untuk keperluan proses dan utilitas	818,72
2.	Listrik untuk keperluan penerangan	59,62
3.	Listrik untuk AC	15
4.	Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi	10
	Total	903,34

Jadi jumlah listrik yang dikonsumsi untuk keperluan proses dan utilitas sebesar 903,34 kW. Kebutuhan listrik ini diletakkan 20% untuk faktor keamanan sehingga total kebutuhan listrik adalah 1.084 kW.

Steam turbine generator digunakan sumber listrik pabrik mempunyai *output* sebesar 1.200 kW, sehingga masih tersedia cadangan daya sebesar 116 kW.

Spesifikasi *steam turbine generator* yang diperlukan :

Jenis	: AC <i>three phase</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas / Tegangan	: 1200 kW ; 220/360 Volt
Penggerak	: <i>Steam</i>
Bahan	: <i>Carbon steel, stainless steel</i> dan <i>aluminium</i>
Konsumsi <i>steam</i>	: 13.369 kg/jam

IV.1.6 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas memenuhi kebutuhan bahan bakar *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah batu bara yang diperoleh dari PT. Adaro dan distributornya.

Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* = 324,13 kg/jam

Kebutuhan bahan bakar untuk *furnace* = 1.210,11 kg/jam

IV.1.7 Unit Pengadaan Udara Kering

Unit pengadaan udara kering bertugas untuk penyediaan udara kering untuk keperluan proses. Dalam prarancangan pabrik *phthalic anhydride*, udara kering diperlukan sebagai umpan reaktor karena oksigen yang terkandung didalamnya dapat bereaksi dengan *o-xylene* menghasilkan *phthalic anhydride*. Kebutuhan udara kering sebanyak 150.031 kg/jam dipenuhi dengan cara mengambil udara dari udara sekitar, kemudian dilewatkan filter untuk pemisahan partikel-partikel padat dari udara. Kemudian udara dilewatkan tumpukan zeolit untuk penghilangan kandungan air dalam udara.

IV.2 Laboratorium

Laboratorium memiliki peranan sangat besar di dalam suatu pabrik untuk perolehan data – data yang diperlukan. Data – data tersebut digunakan untuk evaluasi unit - unit yang ada, penentuan tingkat efisiensi dan untuk pengendalian mutu.

Pengendalian mutu atau pengawasan bertujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan. Pengendalian mutu dilakukan mulai bahan baku, saat proses berlangsung dan juga pada hasil atau produk.

Pengendalian rutin dilakukan agar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Jika diketahui analisis produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui atau diatasi.

Laboratorium berada di bawah bidang produksi dan teknik yang mempunyai tugas pokok, antara lain sebagai pengontrol kualitas bahan baku produk, proses produksi, mutu air

pendingin, air umpan *boiler* dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non-shift*.

1. Kelompok *Shift*

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisis – analisis rutin terhadap proses produksi.

2. Kelompok *Non-Shift*

Kelompok ini mempunyai tugas melakukan analisis khusus, yaitu analisis yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagent* kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok *shift*, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain :

- a. Menyediakan *reagent* kimia untuk analisis laboratorium.
- b. Melakukan analisis bahan pembuangan penyebab polusi.
- c. Melakukan penelitian atau percobaan untuk kelancaran produksi.

Dalam menjalankan tugasnya, bagian laboratorium dibagi menjadi :

- a. Laboratorium fisik dan analitik.
- b. Laboratorium penelitian dan pengembangan.

IV.2.1 Laboratorium Fisik dan Analitik

Analisis yang dilakukan, yaitu :

1. Analisis komposisi bahan baku dan produk

Pengukuran komposisi dan kemurnian menggunakan *gas chromatography*

2. Analisis air

Alat yang digunakan untuk analisis yaitu pH meter, spektrofotometer, spectroscopy, titrasi, conductivity meter.

IV.2.2 Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya diversifikasi produk perlindungan terhadap lingkungan. Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non rutin, misalnya penelitian

terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

IV.3 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *phthalic anhydride* berupa limbah buangan cair

Air buangan dari pabrik *phthalic anhydride* ini berupa :

a. Unit Pengolahan Air Buangan

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan desinfektan *Calcium Hypochlorite*.

b. Air Berminyak dari Mesin Proses

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir, kemudian dibuang.

c. Air Utilitas

Air sisa regenerasi dari unit penukar ion dan unit demineralisasi dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 jika $pH > 7$, $NaOH$ jika $pH < 7,0$.

IV.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktifitas suatu industri, sehingga perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik. Perlengkapan keselamatan kerja yang digunakan yaitu helmet (helm safety), sepatu kerja, kaca mata, masker, dan sarung tangan.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

V.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *phthalic anhydride* yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

1. Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lapangan Usaha : Industri *Phthalic Anhydride*
3. Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten.

V.2 Struktur Organisasi

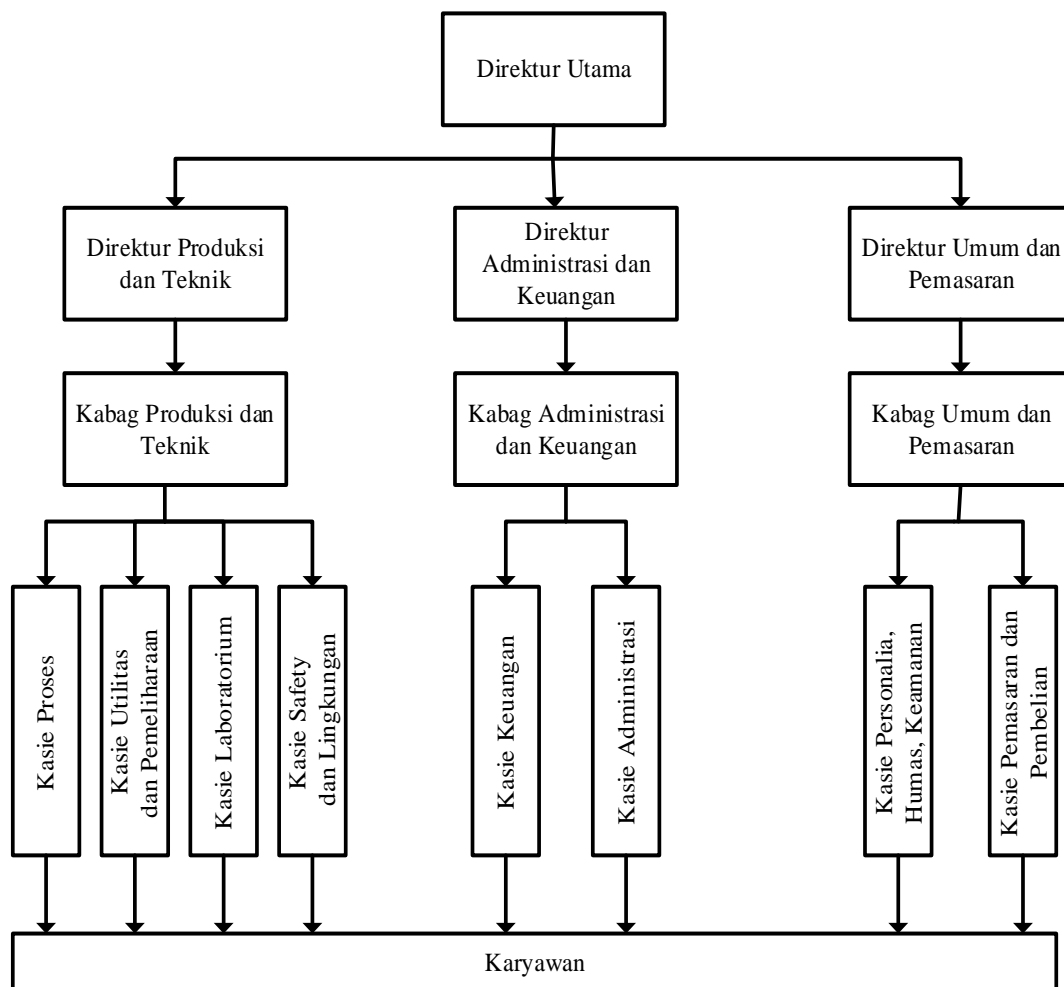
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Suatu sistem yang terbaik akan tercapai jika memperhatikan beberapa pedoman berikut:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem, organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kelancaran produksi dapat tercapai apabila dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya yaitu pemberi saran-saran kepada unit operasional.

Direktur Utama merupakan penanggung jawab seluruh kegiatan di pabrik dan dibantu oleh Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Keuangan dan Administrasi, dan Direktur Umum dan Pemasaran. Ketiga direktur membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggungjawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggungjawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi serta mengawasi karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu. Setiap kepala regu akan bertanggungjawab kepada pengawas bidang masing-masing seksi. Struktur organisasi pabrik *phthalic anhydride* sebagai berikut :



Gambar V. 1 Struktur Organisasi

V.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan.

Pabrik *phthalic anhydride* direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan, dan *shutdown* pabrik. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan *nonshift*.

V.3.1 Karyawan non shift / harian.

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

1. Hari Senin – Kamis : pukul 08.00 – 16.00
2. Hari Jumat : pukul 08.00 – 17.00

Jam istirahat:

1. Hari Senin – Kamis : pukul 12.00 – 13.00
2. Hari Jumat : pukul 11.00 – 13.00

V.3.2 Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

1. Shift pagi : pukul 07.00 – 15.00
2. Shift sore : pukul 15.00 – 23.00
3. Shift malam : pukul 23.00 – 07.00

Karyawan shift dibagi dalam 4 regu, terdiri dari 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat secara bergantian. Pada hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap bekerja. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel berikut :

Tabel V. 1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift

Tanggal	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Pagi	A	A	D	D	C	C	B	C	C	B	B	A	A	D
Sore	B	B	A	A	D	D	C	D	D	C	C	B	B	A
Malam	C	C	B	B	A	A	D	A	A	D	D	C	C	B
Libur	D	D	C	C	B	B	A	B	B	A	A	D	D	C
Tanggal	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Pagi	D	D	C	C	B	B	A	B	B	A	A	D	D	C
Sore	A	A	D	D	C	C	B	C	C	B	B	A	A	D
Malam	B	B	A	A	D	D	C	D	D	C	C	B	B	A
Libur	C	C	B	B	A	A	D	A	A	D	D	C	C	B

V.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

V.4.1 Penggolongan Jabatan

Tabel V. 2 Perincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Kualifikasi	Jumlah	Gaji Karyawan/Bln
1	Direktur Utama	Min. S.T	1	Rp 50.000.000,00
2	Direktur Divisi	Min. S.T / S.E	3	Rp 30.000.000,00
3	Kepala Bagian	Min. S.T / S.E	3	Rp 10.000.000,00
4	Kepala Seksi	Min. S.T / S.E	8	Rp 8.000.000,00
5	Staft Ahli	Min. S1 Teknik	2	Rp 15.000.000,00
6	Sekretaris	Min. S1	2	Rp 4.000.000,00
7	Dokter	Min. S1 Ked	2	Rp 6.000.000,00
8	Perawat	Akper	2	Rp 3.500.000,00
9	Karyawan Proses, Utilitas, Pengendalian, Lab, Safety, Pemeliharaan (<i>Shift</i>)	Min. S.T/D3	72	Rp 5.000.000,00
10	Karyawan Proses, Utilitas, Pengendalian, Lab, Safety, Pemeliharaan (<i>Non Shift</i>)	Min. S.T	6	Rp 6.000.000,00
11	Karyawan Keuangan, Administrasi, Humas, Personalia, Pemasaran, Pembelian	Min. S.T / S.E	10	Rp 5.000.000,00
12	Karyawan Keamanan	Min. SLTA/SMK	1	Rp 4.000.000,00
13	Sopir	Min. SLTA/SMK	2	Rp 3.000.000,00
14	Security	Min. SLTA/SMK	8	Rp 3.500.000,00
15	Pesuruh	SLTP/SLTA	8	Rp 2.500.000,00
Jumlah			130	

V.5 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan gaji pokok, tunjangan jabatan, dan tunjangan lembur.
2. Cuti tahunan, cuti sakit, dan cuti hamil.
3. Pakaian Kerja

4. Pengobatan
5. Asuransi Tenaga Kerja

V.6 Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan proses dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perancangan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi mengusahakan perolehan kualitas produk sesuai target dalam jangka waktu tertentu. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selanjutnya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar penyimpangan produksi dapat dihindari.

Perencanaan sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikembalikan pada arah yang sesuai.

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

Pada perancangan pabrik *phthalic anhydride* dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud mengetahui apakah pabrik menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak. Bagian terpenting dari perancangan ini adalah estimasi harga alat-alat karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi nilai ekonomi, untuk perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Selain itu, analisis ekonomi juga dimaksudkan untuk pengujian apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak.

Langkah pertama dalam analisis ekonomi yaitu perhitungan biaya modal keseluruhan yang terdiri dari biaya modal (*capital expenditure*) dan biaya operasi (*operating expenditure*). Biaya modal sebesar \$15.020.050 terdiri dari biaya pembelian peralatan, biaya instalasi, biaya tanah dan bangunan, biaya listrik, dan sebagainya. Biaya operasi sebesar \$22.696.562 terdiri dari biaya persediaan bahan baku dan produk, dan biaya servis.

Langkah kedua yaitu perhitungan biaya produksi (*production cost*) yang terdiri dari biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya administrasi (*administration expenses*). Biaya pembuatan sebesar \$71.819.544 terdiri dari biaya bahan baku dalam 1 tahun, gaji karyawan, biaya *maintenance*, pembayaran *royalty* dan *patent*, biaya utilitas, laboratorium, depresiasi, pajak wilayah, asuransi, dan sebagainya. Biaya administrasi sebesar \$16.113.347 terdiri dari management salaries, biaya peralatan kantor, biaya periklanan, biaya penelitian, dan lain-lain.

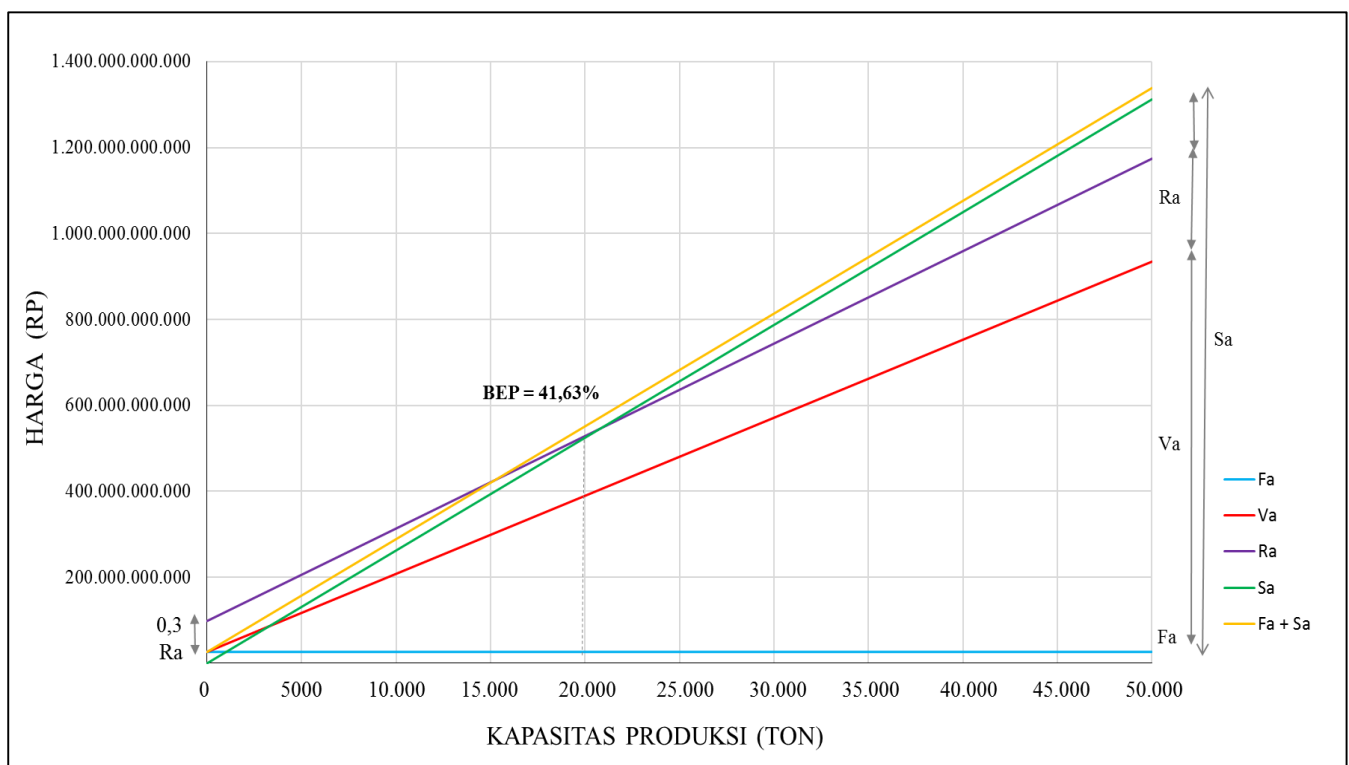
Harga bahan baku *orthoxylene* \$1000/ton dan harga produk *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride* \$1500/ton. Pabrik menghasilkan produk *phthalic anhydride* sebanyak 50.000 ton/tahun. Berdasarkan perhitungan biaya produksi total sebesar \$87.932.891 maka didapat keuntungan bersih sebesar \$7.232.154.

Kelayakan suatu pabrik dapat dilihat berdasarkan parameter-parameter seperti *payback period* (PP), *break even point* (BEP), *net present value* (NPV), *internal rate of return* (IRR), dan *benefit cost ratio* (BC). Besarnya parameter tersebut dapat dilihat pada Tabel VI.1

Tabel VI. 1 Analisis Kelayakan

Keterangan	Perhitungan
<i>Payback Period</i> (PP)	
PP sebelum pajak	1,25 tahun
PP setelah pajak	1,68 tahun
<i>Benefit Cost Ratio</i> (BC)	2,6
<i>Break Even Point</i> (BEP)	41,63%
<i>Net Present Value</i> (NPV)	\$17.291.727
<i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	17,45%

Perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada Lampiran E Analisis Ekonomi.



Gambar VI. 1 Grafik Analisis Kelayakan

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, New York
- Branan, C. P., 1994, *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, Gulf Publishing Company, Texas
- Coulson, J. M. and Richardson, J.F., 1989, *An Introduction to Chemical Engineering*, Pergamon Press, Oxford
- Geankoplis, C.J. and J.F. Richardson, 1983, *Transport Process and Unit Operation*, Allyn and Bacon Inc., Massachusetts
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1961, *Industrial Chemicals*, John Wiley and Sons Inc., New York
- Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed., Prentice-Hall, Inc., New Jersey
- Hill, C.G., 1977, *Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*, John Wiley and sons Inc., New York
- Kern, D. Q., 1950, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill International Book Company, Singapore
- Kirk, R.E., and Othmer, V.R., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed, John Wiley & Sons Inc., New York
- Ludwig, E.E 1996. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Volume II. Gulf Publishing Inc. Houston
- Mc Ketta, J. J., 1954, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Marcel Dekker Inc., New York
- Papargergio, J.N., and Froment, G.F., 1996, *Chemical Engineering Science*, Vol 51, Elevier Science Ltd., Britain
- Peraturan Presiden Republik Indonesia, 2011, Tarif Tenaga Listrik Yang Disediakan Oleh Perusahaan Perseroan (Persero) PT Perusahaan Listrik Negara
- Perry, R. H., and Green, D. W., 1984, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA
- Perry, R.H., and Green, D., 1997, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA

- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., and West, R. E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc-Graw Hill, New York
- Powell, S. T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Company Inc., New York
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., and J.A. Shaeiwitz, 1998, “*Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*”, Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ
- Ullmann, 2011, “Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry”, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York
- Wankat, P. C., 1944, *Equilibrium Staged Separations*, Prentice Hall, New Jersey
- Wallas, S. M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths Series in Chemical Engineering, USA
- www.alibaba.com Harga *oxylene, phthalic anhydride, maleic anhydride*
- www.bps.go.id Data impor *phthalic anhydride*
- www.chemengonline.com Indeks harga alat
- www.eterindo.com Kapasitas pabrik *phthalic anhydride* di Indonesia
- www.matche.com Harga alat-alat proses
- www.mobil.cosan.com Spesifikasi Mobiltherm Oil 603
- Yaws, C.L., 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, McGraw Hill Companies Inc., USA